



TUGAS AKHIR - TK145501

# **PABRIK ALUMINIUM SULFAT $[\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}]$ DARI ALUMINIUM HIDROKSIDA $[\text{Al}(\text{OH})_3]$ DAN ASAM SULFAT $[\text{H}_2\text{SO}_4]$ DENGAN MENGGUNAKAN PROSES GIULINI**

OKTAVIA SAFITRI  
NRP. 2314 030 027

AYUK MASTURIYAH  
NRP. 2314 030 063

Dosen Pembimbing  
Dr. Ir. Niniek Fajar P., M.Eng

PROGRAM STUDI D III TEKNIK KIMIA  
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI  
Fakultas Vokasi  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2017



**TUGAS AKHIR - TK145501**

**PABRIK ALUMINIUM SULFAT  $[\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}]$   
DARI ALUMINIUM HIDROKSIDA  $[\text{Al}(\text{OH})_3]$  DAN  
ASAM SULFAT  $[\text{H}_2\text{SO}_4]$  DENGAN MENGGUNAKAN  
PROSES GIULINI**

**OKTAVIA SAFITRI  
NRP. 2314 030 027**

**AYUK MASTURIYAH  
NRP. 2314 030 063**

**Dosen Pembimbing  
Dr. Ir. Niniek Fajar P., M.Eng**

**PROGRAM STUDI DIII TEKNIK KIMIA  
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA INDUSTRI  
Fakultas Vokasi  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya  
2017**



**FINAL PROJECT - TK145501**

**ALUMINUM SULFATE [ $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$ ] PLANT  
USING THE GIULINI PROCESS AND RAW  
MATERIALS OF ALUMINUM HYDROXIDE  
[ $\text{Al}(\text{OH})_3$ ] AND SULFURIC ACID [ $\text{H}_2\text{SO}_4$ ]**

**OKTAVIA SAFITRI  
NRP. 2314 030 027**

**AYUK MASTURIYAH  
NRP. 2314 030 063**

**Lecturer  
Dr. Ir. Niniek Fajar P., M.Eng**

**STUDY PROGRAM OF DIII CHEMICAL ENGINEERING  
DEPARTMENT OF INDUSTRIAL CHEMICAL ENGINEERING  
Faculty of Vocation  
Sepuluh Nopember Institute of Technology  
Surabaya  
2017**

# LEMBAR PENGESAHAN

## LAPORAN TUGAS AKHIR DENGAN JUDUL : PABRIK ALUMINIUM SULFAT $[Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O]$ DARI ALUMINIUM HIDROKSIDA $[Al(OH)_3]$ DAN ASAM SULFAT $[H_2SO_4]$ DENGAN MENGUNAKAN PROSES GIULINI

### TUGAS AKHIR

Diajukan Guna Memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Ahli Madya  
pada  
Departemen Teknik Kimia Industri  
Fakultas Vokasi  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh

Oktavia Safitri  
Ayuk Masturiyah

(NRP 2314 030 027)  
(NRP 2314 030 063)

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

Dosen Pembimbing

Dr. Ir. Niniek Fajar P., M.Eng  
NIP. 19630805 198903 2 002

Mengetahui,

Kepala Departemen Teknik Kimia Industri  
FV-ITS



Ir. Agung Subyakto, M.S.  
NIP. 19580312 198601 1 001

SURABAYA, 25 JULI 2017



## LEMBAR REVISI

Telah diperiksa dan disetujui sesuai dengan hasil ujian tugas akhir pada tanggal 13 Juli 2017 untuk tugas akhir dengan judul  
**“Pabrik Aluminium Sulfat  $[\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}]$  dari Aluminium Hidroksida  $[\text{Al}(\text{OH})_3]$  dan Asam Sulfat  $[\text{H}_2\text{SO}_4]$  dengan Menggunakan Proses Giulini”**, yang disusun oleh :

Oktavia Safitri  
Ayuk Masturiyah

(NRP 2314 030 027)  
(NRP 2314 030 063)

Disetujui oleh Tim Penguji Ujian Tugas Akhir :

1. Prof. Dr. Ir. Suprpto, DEA.



.....

2. Ir. Budi Setiawan, MT.



.....

Disetujui oleh Dosen Pembimbing Tugas Akhir :

1. Dr. Ir. Niniek Fajar P., M.Eng.



.....

SURABAYA, 25 JULI 2017

## KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan rahmat serta karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir dengan judul Pabrik Aluminium Sulfat  $[\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}]$  dari Aluminium Hidroksida  $[\text{Al}(\text{OH})_3]$  dan Asam Sulfat  $[\text{H}_2(\text{SO}_4)_3]$  Dengan Menggunakan Proses Giulini. Laporan Tugas Akhir ini merupakan tahap akhir dari penyusunan tugas akhir yang merupakan salah satu syarat untuk mencapai gelar Ahli Madya (Amd) di Departemen Teknik Kimia Industri, FakultasVokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Ucapan terimakasih yang sebesar-besarnya atas selesainya Tugas akhir ini, penulis ingin ucapkan kepada berbagai pihak yang telah membantu dalam pengerjaan tugas akhir ini, antara lain kepada:

1. Orang tua kami yang selalu memberi doa, dukungan, dan motivasi dalam pengerjaan Tugas Akhir ini.
2. Bapak Ir. Agung Subyakto, MS. selaku Ketua Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
3. Ibu Warlinda Eka Triastuti, S.Si, MT. Selaku Koordinator Tugas akhir Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
4. Ibu Dr. Lily Pudjiastuti, MT dan ibu Dr. Ir. Niniek Fajar P., M.Eng selaku dosen pembimbing Tugas Akhir kami.
5. Bapak Prof.Dr.Ir Suprpto, DEA dan Ir. Budi Setiawan MT. selaku dosen penguji kami.
6. Segenap dosen, staff dan karyawan Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
7. Rekan-rekan seperjuangan angkatan 2014 serta angkatan 2013 dan angkatan 2015 Departemen Teknik Kimia Industri, FakultasVokasi, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
8. Teman dan sahabat yang telah memberikan dukungan selama ini. Akhir kata penulis mengucapkan mohon maaf kepada

semua pihak jika dalam proses dari awal sampai akhir penulisan penelitian Tugas Akhir ini ada kata-kata atau perilaku yang kurang berkenan. Terimakasih atas perhatian dan kerjasamanya.

Akhir kata penulis mengucapkan mohon maaf yang sebesar-besarnya kepada semua pihak jika dalam proses dari awal sampai akhir penulisan penelitian Tugas Akhir ini ada kata-kata atau perilaku yang kurang berkenan. Terima kasih atas perhatiannya dan kerjasamanya.

Surabaya, 2 Juli 2017

Penulis

## **Pabrik Aluminium Sulfat $[\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}]$ dari Aluminium Hidroksida $[\text{Al}(\text{OH})_3]$ dan Asam Sulfat $[\text{H}_2\text{SO}_4]$ dengan Menggunakan Proses Giulini**

Nama Mahasiswa : 1. Oktavia Safitri 2314 030 027  
2. Ayuk Masturiyah 2314 030 063  
Departemen : Departemen Teknik Kimia Industri  
Dosen Pembimbing : Dr. Ir. Niniek Fajar P., M.Eng

### **ABSTRAK**

*Pabrik ini menggunakan bahan baku Aluminium Hidroksida 94,715% dan Asam Sulfat 98% dengan proses Giulini. Produk berupa Aluminium sulfat dengan kandungan  $\text{Al}_2\text{O}_3$  17,14% dan insoluble material sebesar 0,01%. Produk ini digunakan sebagai reagen flokulan untuk penjernihan air. Karakteristik produk ini bersifat korosif dan beracun.*

*Pada tahap Pre-treatment, asam sulfat 98% dari tangki penyimpanan diencerkan menjadi 66% dengan menggunakan air proses. Pada tahap main-treatment, aluminium hidroksida ditransportasikan dengan bucket elevator menuju reaktor untuk direaksikan dengan asam sulfat 66% pada konversi 80%, temperatur  $170^\circ\text{C}$ , dan tekanan 5 bar untuk menghasilkan 36.934% larutan aluminium sulfat. Aluminium sulfat dipekatkan pada evaporator untuk mencapai konsentrasi 57%. Aluminium sulfat 57% ini kemudian dikristalisasi menggunakan crystallizer dengan penambahan 1% bibit Aluminium Sulfat. Kristal aluminium sulfat yang terbentuk kemudian dicuci dengan air proses. Kristal aluminium sulfat murni kemudian dikeringkan menggunakan rotary dryer untuk menurunkan kadar air menjadi 0,1%. Pada tahap post treatment kristal aluminium sulfat yang telah dihaluskan didinginkan pada rotary cooler dari temperatur  $65^\circ\text{C}$  menjadi  $40^\circ\text{C}$ . Setelah itu, kristal aluminium sulfat dihaluskan menggunakan prebreaker dan diayak menggunakan screen sehingga menghasilkan aluminium sulfat dengan ukuran 12 mesh.*

*Pabrik aluminium sulfat terletak di Jawa Integrated Industrial Post Estate Gresik, Jawa Timur memiliki kapasitas sebesar 40.000 ton/tahun dan membutuhkan bahan baku Aluminium Hidroksida 11071.326 ton/tahun dan Asam Sulfat sebesar 20165.781 ton/tahun.*

**Kata kunci :** Aluminium Sulfat, Aluminium Hidroksida, Giulini.

# **Aluminum Sulfate [Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>.14H<sub>2</sub>O] Plant Using The Giulini Process and Raw Materials of Aluminum Hydroxide [Al(OH)<sub>3</sub>] and Sulfuric Acid [H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>]**

**Name** : Oktavia Safitri  
**NRP** : 2314 030 027  
**Name** : Ayuk Masturiyah  
**NRP** : 2314 030 063  
**Department** : Industrial Chemical Engineering  
**Supervisor** : Dr. Ir. Niniek Fajar P., M.Eng

## **ABSTRACT**

*The plant produces the aluminium sulfate containing 17.14% of Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> made of the aluminum hydroxide 94.715% and the sulfuric acid 98% by the Giulini process. Aluminum sulfate produced in this way contains only 0.01% insoluble material. This product is an important flocculating agent for purifying water. The characteristic of this product are corrosive and toxic.*

*In the pre-treatment, 98% of sulfuric acid from the storage tank is diluted by adding water process to be 66%. In the main-treatment, aluminum hydroxide is transported using the bucket elevator to the reactor for reacting the 66% of sulfuric acid at a conversion of 80%, the temperature of 170 °C and 5 bar to produce 36.934% of aluminum sulfate solution. The aluminum sulfate is evaporated to be 57% and then is crystalized by added 1% of aluminum sulfate seeds. Aluminum sulfate crystals are washed by water process to remove acidity, and then are dried by a rotary dryer to reduce the moisture content to be 0.1%. In the post-treatment, The aluminum sulfate crystals are cooled from 65<sup>0</sup>C to 40<sup>0</sup>C in the rotary cooler. Finally, the crystals are screened to get the quality of product of 12 mesh in size.*

*The plant located in Java Integrated Industrial Port Estate Gresik, East Java has a capacity of 40,000 tons / year and requires raw materials of Aluminum Hydroxide 11071.326 ton/year and Sulfuric Acid of 20165.781 ton/year. The plant is continuously operated during 330 days/year.*

**Keywords:** Aluminum Sulfate, Aluminum Hydroxide, Giulini.

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL</b>	
<b>LEMBAR PENGESAHAN</b>	
<b>LEMBAR PERSETUJUAN</b>	
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	i
<b>ABSTRAK</b> .....	iii
<b>ABSTRACT</b> .....	iv
<b>DAFTAR ISI</b> .....	v
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	vii
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	viii
<b>BAB I PENDAHULUAN</b>	
I.1 Latar Belakang .....	I-1
I.2 Dasar Teori .....	I-14
I.3 Kegunaan Aluminium Sulfat .....	I-16
I.4 Sifat Fisika dan Kimia .....	I-17
<b>BAB II MACAM DAN URAIAN PROSES</b>	
II.1 Macam Proses .....	II-1
II.2 Seleksi Proses .....	II-4
II.3 Uraian Proses Terpilih .....	II-6
<b>BAB III NERACA MASSA</b> .....	III-1
<b>BAB IV NERACA PANAS</b> .....	IV-1
<b>BAB V SPESIFIKASI ALAT</b> .....	V-1
<b>BAB VI UTILITAS</b>	
VI.1 Unit Penyediaan Air .....	VI-1
VI.2 Unit Penyediaan Steam .....	VI-10
VI.3 Unit Penyediaan Listrik .....	VI-11
VI.4 Unit Penyediaan Bahan Bakar .....	VI-11
<b>BAB VII KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA</b>	
<b>BAB VIII INSTRUMENTASI</b>	
<b>BAB IX PENGOLAHAN LIMBAH INDUSTRI KIMIA</b> ....	IX-1
<b>BAB X KESIMPULAN</b> .....	X-1
<b>DAFTAR NOTASI</b> .....	xi
<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....	xii

**LAMPIRAN :**

APPENDIX A NERACA MASSA ..... A-1

APPENDIX B NERACA PANAS ..... B-1

APPENDIX C SPESIFIKASI ALAT ..... C-1

Flowsheet Proses Pabrik Aluminium Sulfat

Flowsheet Utilitas Pabrik Aluminium Sulfat

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar I.1</b>	Grafik Impor Aluminium Sulfat di ASEAN ....	I-11
<b>Gambar I.2</b>	Lokasi Pembangunan Pabrik Al. Sulfat .....	I-12
<b>Gambar I.3</b>	Skema Pembuatan Aluminium Sulfat dengan Proses Dorr.....	I-15
<b>Gambar I.4</b>	Skema Pembuatan Aluminium Sulfat dengan Proses Giulini .....	I-16
<b>Gambar II.1</b>	Blok Diagram Proses Dorr .....	II-2
<b>Gambar II.2</b>	Blok Diagram Proses Giulini .....	II-4
<b>Gambar II.3</b>	Skema produksi Aluminium Sulfat dengan Proses Giulini .....	II-9



## DAFTAR TABEL

<b>Tabel I.1</b>	Data Produksi dan Konsumsi aluminium sulfat di Indonesia (Ton/Tahun) .....	I-4
<b>Tabel I.2</b>	Data Ekspor dan Impor aluminium sulfat di Indonesia (Ton/Tahun) .....	I-4
<b>Tabel I.3</b>	Data Total kebutuhan impor negara-negara ASEAN (Ton/Tahun) .....	I-4
<b>Tabel I.4</b>	Data Industri Produsen Aluminium Hidroksida Tahun 2016 .....	I-5
<b>Tabel I.5</b>	Data Total kebutuhan impor negara-negara ASEAN (Ton/Tahun) .....	I-6
<b>Tabel I.6</b>	Kebutuhan Aluminium Sulfat Tahun 2014 diberbagai Sektor Industri.....	I-7
<b>Tabel I.7</b>	Pabrik yang Baru didirikan di Indonesia 2016-2020....	I-8
<b>Tabel I.8</b>	Data impor aluminium sulfat di indonesia.....	I-9
<b>Tabel I.9</b>	Data Total Kebutuhan Impor Negara-negara ASEAN (Ton/Tahun) .....	I-10
<b>Tabel I.10</b>	Komposisi Aluminium Hidroksida .....	I-18
<b>Tabel II.1</b>	Perbandingan Proses Dorr dan Giulini .....	II-4
<b>Tabel III.1</b>	Neraca Massa Tangki Pengenceran $H_2SO_4$ (M-115) ...	III-3
<b>Tabel III.2</b>	Neraca Massa Reaktor (R-210).....	III-5
<b>Tabel III.3</b>	Neraca Massa Evaporator (V-310) .....	III-7
<b>Tabel III.4</b>	Neraca Massa Filter (H-315) .....	III-9
<b>Tabel III.5</b>	Neraca Massa Mixer (M-316).....	III-11
<b>Tabel III.6</b>	Neraca Massa Crystallizer (J-410).....	III-13
<b>Tabel III.7</b>	Neraca Massa Centrifuge (H-411) .....	III-15
<b>Tabel III.8</b>	Neraca Massa Residu Washing (J-413).....	III-17
<b>Tabel III.9</b>	Neraca Massa Rotary Dryer (Q-510) .....	III-19
<b>Tabel III.10</b>	Neraca Massa Cyclone I (T-512) .....	III-21
<b>Tabel III.11</b>	Neraca Massa Scrubber I (J-513).....	III-22
<b>Tabel III.12</b>	Neraca Massa <i>Rotary cooler</i> (J-521) .....	III-24
<b>Tabel III.13</b>	Neraca Massa <i>Cyclone II</i> (T-523).....	III-26
<b>Tabel III.14</b>	Neraca Massa Scrubber II (J-524) .....	III-27

<b>Tabel III.15</b>	Neraca Massa Tangki Penampung Liquor dari Scrubber (H-526) .....	III-29
<b>Tabel III.16</b>	Neraca Massa Conveyor Belt (J-525) .....	III-30
<b>Tabel III.17</b>	Neraca Massa Ball Mills (C-520 )dan Screen 12 Mesh (S-530) .....	III-32
<b>Tabel III.18</b>	Neraca Massa Tangki Penyimpanan (F-531).....	III-34
<b>Tabel IV.1</b>	Data Kapasitas Panas $H_2SO_4$ dan $H_2O$ .....	IV-1
<b>Tabel IV.2</b>	Data Kapasitas Panas Komponen .....	IV-1
<b>Tabel IV.3</b>	Kopp's Rule .....	IV-2
<b>Tabel IV.4</b>	Panas Pembentukan Standart $\Delta H_f$ .....	IV-2
<b>Tabel IV.5</b>	Neraca Panas Tangki Pengenceran $H_2SO_4$ (M-115)....	IV-4
<b>Tabel IV.6</b>	Neraca Panas Reaktor (R-210).....	IV-5
<b>Tabel IV.7</b>	Neraca Panas Evaporator (V-310) .....	IV-6
<b>Tabel IV.8</b>	Neraca Panas Barometerik Kondenser (E-311) ....	IV-8
<b>Tabel IV.9</b>	Neraca Panas Cooler (E-314).....	IV-9
<b>Tabel IV.10</b>	Neraca Panas Crystallizer (J-410).....	IV-10
<b>Tabel IV.11</b>	Neraca Panas Residu Wahing Centrifuge (J-413).....	IV-12
<b>Tabel IV.12</b>	Neraca Panas Rotary Dryer (Q-510).....	IV-13
<b>Tabel IV.13</b>	Neraca Panas Heater (H-514) .....	IV-14
<b>Tabel IV.14</b>	Neraca Panas Rotary Cooler (T-512) .....	IV-15
<b>Tabel IV.15</b>	Neraca Panas Scrubber I (J-513).....	IV-16
<b>Tabel IV.16</b>	Neraca Panas Scrubber II (J-524) .....	IV-16
<b>Tabel VI.1</b>	Kualitas cooling water .....	VI-5
<b>Tabel VI.2</b>	Kualitas Demin water .....	VI-7
<b>Tabel VI.3</b>	Kebutuhan Air Proses .....	VI-8
<b>Tabel VI.4</b>	Kebutuhan Air Pendingin.....	VI-9
<b>Tabel VI.5</b>	Kebutuhan Air Boiler .....	VI-10
<b>Tabel VI.6</b>	Total Kebutuhan Air .....	VI-10
<b>Tabel VI.7</b>	Kebutuhan Steam .....	VI-11
<b>Tabel VIII.1</b>	Sistem Control .....	VIII-3

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **I.1 Latar Belakang**

Menurut Indexmundi (2016) produksi aluminium sulfat Indonesia pada tahun 2005-2011 cukup besar, pada tahun 2011, Indonesia berada dalam urutan ke-70 untuk kategori negara pengimpor aluminium sulfat dan urutan ke-11 untuk kategori negara pengekspor aluminium sulfat, berdasarkan data tersebut dapat diketahui bahwa Indonesia memiliki produksi aluminium sulfat yang besar sehingga dapat diekspor ke negara lain, hal ini dikarenakan luasnya penggunaan aluminium sulfat dari berbagai sektor industri, menurut publikasi statistik industri besar dan sedang bahan baku (BPS, 2016) industri yang menggunakan aluminium sulfat diantaranya industri minyak kasar (minyak makan) dari nabati dan hewani, industri minyak goreng dari minyak kelapa sawit, industri gula pasir, industri es, industri makanan yang belum termasuk kelompok manapun, industri minuman ringan (*soft drink*), industri kertas budaya, industri kertas khusus, industri kertas industri, industri kimia dasar organik yang bersumber dari hasil pertanian, industri kimia dasar organik yang menghasilkan bahan kimia khusus, industri damar buatan (resin sintetis) dan bahan baku plastik, industri sabun, industri perekat atau lem, industri karet remah (*crumb rubber*), industri barang-barang plastik lainnya, industri perlengkapan rumah tangga dari porselin, industri bata tahan api dan sejenisnya, industri alat-alat dapur, industri akumulator listrik (batu baterai sekunder), industri pengolahan lain yang belum termasuk golongan manapun. Semakin luasnya penggunaan dan kebutuhan aluminium sulfat juga dapat dirasakan dari pendirian pabrik-pabrik baru, seperti contohnya dari sektor industri kertas pada tahun 2016 ini akan dibangun PT OKI *Pulp & Paper Mills* (OKI), dimana pendirian pabrik baru tersebut akan membutuhkan pasokan aluminium sulfat.



Aluminium sulfat  $[\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3]$  atau yang lebih dikenal dengan tawas merupakan salah satu bahan kimia yang sangat diperlukan baik dalam industri pengolahan air. Industri yang menggunakan aluminium sulfat diantaranya adalah industri kertas, industri kulit, industri batik, industri tekstil, industri kosmetik dan industri bahan pemadam api. Perkembangan penduduk dunia yang semakin pesat dan penggunaan air semakin banyak, penggunaan aluminium juga semakin banyak. Oleh karena itu produksi aluminium sulfat sangat penting untuk mengatasi kekurangan produk aluminium sulfat (Ismayanda, 2011).

Bahan baku yang digunakan untuk proses pembuatan aluminium sulfat dapat dikelompokkan menjadi dua, yaitu sumber aluminium dan sumber sulfat. Sumber aluminium yang digunakan sebagai bahan baku adalah aluminium hidroksida, ketersediaan aluminium hidroksida cukup kecil di Indonesia, dapat dilihat melalui data impor aluminium hidroksida pada tahun 2016 sebesar 126.787,86 ton, sedangkan nilai ekspor sebesar 37.507,21 ton, berdasarkan pertimbangan tersebut aluminium hidroksida yang digunakan adalah aluminium hidroksida produk luar negeri.

### **1.1.1 Sejarah**

Aluminium sulfat telah digunakan oleh manusia sejak tahun 2000 SM, ketika orang Mesir menggunakan mineral tawas sebagai pengikat warna dalam proses pencelupan kain. Aluminium sulfat telah lama digunakan dalam pengolahan air untuk penjernihan air. Pada tahun 1855, Lous Le Chatelier menemukan proses pembuatan aluminium hidroksida dari bauksit yang diberi nama Le Chatelier proses. Proses ini berlangsung dengan cara memanaskan bauksit dengan sodium karbonat dengan suhu sekitar  $1000^\circ\text{C}$  untuk membentuk sodium aluminate. Tahap selanjutnya yaitu pelarutan sodium aluminate dengan air, kemudin dilakukan proses penyaringan dan pengendapan. Setelah itu dilakukan penyaringan yang kedua untuk mendapatkan aluminium hidorksida. Pembentukan



aluminium hidroksida dipercepat dengan cara memberikan gas  $\text{CO}_2$  selama proses kalsinasi. Kemudian proses ini dimodifikasi oleh Karl Josef Bayer. Pada tahun 1888, Bayer mengganti  $\text{CO}_2$  dengan benih dari aluminium hidroksida hasil dari proses penyaringan kedua. Pada tahun 1892, Bayer memperkenalkan proses pelarutan bauksit dengan  $\text{NaOH}$  dengan menggunakan proses yang sama sehingga proses ini menjadi *hydrometallurgical process* (Habashi, 2004).

Pada tahun 1930 Fernz Corporation Ltd memproduksi Aluminium Sulfat di New Zealand. Aluminium Sulfat diproduksi dengan mereaksikan aluminium hidroksida dengan asam sulfat menggunakan proses bayer. Produksi aluminium sulfat berlangsung hingga pertengahan tahun 1960 sebagai aluminium sulfat yang terbuat dari bauksit atau tanah liat dengan kandungan alumina tinggi. Pada tahun 1961, Herman Ruter menemukan sebuah proses pembuatan aluminium sulfat dengan cara mereaksikan aluminium hidroksida dengan asam sulfat. Pada tahun 1963, Carl memperkenalkan penemuannya mengenai proses produksi aluminium sulfat dengan mereaksikan bauksit atau aluminium oksida yang mengandung biji besi dengan asam sulfat. Prinsip dari penemuan ini yaitu untuk meningkatkan efisiensi proses ekstraksi yang dapat digunakan untuk bahan lain selain bauksit seperti kaolin. Pada tahun 1981, Boisen menemukan metode untuk mengkristalkan larutan aluminium sulfat sehingga memiliki ukuran granular yang sama. Proses ini menggunakan alat evaporasi kristalisasi (Donaldson, 1998).

### **I.1.2 Alasan Pendirian Pabrik**

Aktivitas ekspor merupakan kegiatan perdagangan dengan cara mendistribusikan barang dan jasa ke luar negeri. Aktivitas ekspor merupakan aktivitas yang sangat menguntungkan bagi negara karena dapat menambah pendapatan negara (devisa). Kebutuhan akan aluminium sulfat skala nasional mengalami peningkatan pada tahun 2015, sedangkan kapasitas ekspor mengalami penurunan. Pada skala Internasional kapasitas impor di wilayah ASEAN dapat dilihat pada tabel 1.3. Karena



semakin besarnya kebutuhan aluminium sulfat masyarakat Indonesia maupun masyarakat ASEAN, maka terdapat peluang untuk mendirikan sebuah pabrik aluminium sulfat. Dari sumber Kementerian Perdagangan dan Perindustrian serta Badan Pusat Statistik didapatkan data produksi, konsumsi, ekspor dan impor aluminium sulfat di Indonesia.

**Tabel I.1** Data Produksi dan Konsumsi Aluminium Sulfat di Indonesia (Ton/Tahun)

Tahun	Produksi (Ton/Tahun)	Konsumsi (Ton/Tahun)
2010	162.384,87	141.809,97
2011	62.168,38	22.856,71
2012	307.401	268.349,30
2013	73.228	13.639,96

(Sumber : Kemenperin, 2016)

**Tabel I.2** Data Ekspor dan Impor Aluminium Sulfat di Indonesia (Ton/Tahun)

Tahun	Kapabilitas (Ton/Tahun)	
	Ekspor	Impor
2010	20.720,140	145,233
2011	39.545	233,329
2012	39.156	103,96
2013	59.829,4	241,356
2014	52.642,014	201,349
2015	42.188,521	306,972

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2016)

**Tabel I.3** Data Total Kebutuhan Impor Negara-Negara ASEAN (Ton/Tahun)

Tahun	Negara-negara ASEAN
2005	6.694,133



2006	17.093,710
2007	19.972,073
2008	32.620,372
2009	24.302,164
2010	22.995,080
2011	35.338,626

(Indexmundi, 2016)

Berdasarkan data yang telah dipaparkan diatas dapat diketahui bahwa aluminium sulfat selalu dibutuhkan disetiap negara. Produk aluminium sulfat Indonesia dari tahun 2010 hingga tahun 2015 lebih banyak ekspor daripada impor. Perkiraan kebutuhan pada tahun 2021 impor aluminium sulfat ke Indonesia semakin berkurang dan untuk ekspor diperkirakan lebih banyak lagi karena produk aluminium sulfat banyak dibutuhkan di negara lain.

### I.1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Menurut badan pusat statistik (2016) Indonesia mengimpor aluminium hidroksida sebesar 126.787,86 ton, sedangkan nilai ekspor sebesar 37.507,21 ton, berdasarkan pertimbangan tersebut aluminium hidroksida yang digunakan adalah hasil impor dari perusahaan luar negeri. Berikut adalah data perusahaan aluminium hidroksida di dunia.

**Tabel I.4** Data Industri Produsen Aluminium Hidroksida Tahun 2016

Nama Industri	Letak	Kadar $\text{Al}(\text{OH})_3$ (%)
Shanghai Yixin Chemical Co., Ltd. ( <i>Shanghai Yixin Chemical Co., Ltd., 2016</i> )	Cina	$\geq 99,6$
PT. Bisindo Kencana ( <i>Bisley group, 2016</i> )	Indonesia	$\geq 99,7$
Shandong Xiangsong Chemical Co.,	Cina	$\geq 99,6$



Ltd. ( <i>Shandong Xiangsong Chemical Co., Ltd., 2016</i> )		
Tianjin Okeyou International Trade Co., Ltd. ( <i>Tianjin Okeyou International Trade Co., Ltd., 2016</i> )	Cina	$\geq 99,6$
Zibo Yinghe Chemical Co., Ltd ( <i>Zibo Yinghe Chemical Co., Ltd, 2015</i> )	Cina	$\geq 99,6$

Sedangkan industri penghasil asam sulfat sebagai bahan baku kedua dalam pembuatan aluminium sulfat di Indonesia adalah sebagai berikut :

**Tabel I.5** Data Industri Produsen Asam Sulfat Nasional Tahun 2016

Nama Industri	Letak	Kapasitas (Ton/Tahun)
PT. Petrokimia Gresik ( <i>PT. Petrokimia Gresik, 2013</i> )	Gresik	310.000
PT. Smelting ( <i>PT. Smelting, 2005</i> )	Gresik	920.000
PT. Indonesian Acid Industry ( <i>PT. Indonesian Acids Industry, 2016</i> )	Jakarta	82.500
PT. Mahkota Indonesia ( <i>PT. Lautan Luas Tbk, 2008</i> )	Jakarta	72.500
PT. Dunia Kimia Utama ( <i>PT. Lautan Luas Tbk, 2008</i> )	Sumatra	30.000
PT. Liku Telaga ( <i>PT. Lautan Luas Tbk, 2008</i> )	Gresik	60.150

#### I.1.4 Kebutuhan

Menurut Indexmundi (2016) produksi aluminium sulfat Indonesia pada tahun 2005-2011 cukup besar, dapat dilihat pada tahun 2011 Indonesia berada dalam urutan ke-70 untuk kategori negara pengimpor aluminium sulfat dan urutan ke-11 untuk kategori negara pengekspor aluminium sulfat, berdasarkan data tersebut dapat diketahui bahwa indonesia memiliki produksi





aluminium sulfat yang besar sehingga dapat diekspor ke negara lain. Sebagai negara-negara tujuan ekspor aluminium sulfat dari Indonesia dapat dilihat dari kebutuhan impor aluminium sulfat di negara tersebut. Sebagai salah satu contoh adalah wilayah ASEAN, kebutuhan aluminium sulfat di negara serumpun dengan Indonesia (ASEAN) juga mengalami peningkatan pada tahun 2010-2011, hal ini dapat dilihat pada tabel 1.6 berdasarkan data dari *indexmundi* (2016) 5 negara yang mengimpor aluminium sulfat terbanyak di dunia.

**Tabel I.6** Data Total Kebutuhan Impor Negara-Negara ASEAN (Ton/Tahun)

Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)				
	Singapura	Vietnam	Malaysia	Thailand	Filipina
2005	3.277,534	1.158,236	146,000	93,594	1.073,796
2006	3.745,455	1.469,718	355,850	2.130,694	2.777,612
2007	5.152,303	1.477,459	2.729,960	7.098,359	3.403,665
2008	11.023,004	3.834,896	5.401,880	9.120,986	2.488,142
2009	10.297,688	0	10.004,441	123,825	3.671,621
2010	12.752,667	0	5.341,587	146,146	4.562,713
2011	15.418,146	0	13.486,213	227,580	6.206,687
Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)			Total	
	Kamboja	Brunei Darussalam	Indonesia		
2005	944,973	0	254,149	6.948,282	
2006	538,322	6.076,059	447,943	17.541,653	
2007	110,327	0	3,953	19.976,026	
2008	751,464	0	198,586	32.818,958	
2009	204,589	0	289,786	24.591,950	



2010	191,967	0	245,178	23.240,258
2011	0	0	213,883	35.552,509

(Indexmundi, 2016)

### 1.1.5 Aspek Pasar

Aluminium sulfat merupakan bahan baku penunjang di beberapa sektor industri, aluminium sulfat dipasarkan di pabrik-pabrik sebagai agen koagulan pada bagian *water treatment* atau pengolahan air bersih dan sebagai pelekat kertas di industri *pulp* dan kertas, tidak terbatas pada pabrik-pabrik tersebut secara luas pemasaran aluminium sulfat digunakan sebagai salah satu bahan di pabrik-pabrik berikut:

**Tabel I.7** Kebutuhan Aluminium Sulfat Tahun 2014 diberbagai Sektor Industri

Sektor Industri	Kuantitas (Ton)
Kegiatan rumah potong dan pengepakan daging bukan unggas	363,070
Industri gula pasir	58,374
Industri pengolahan gula lainnya dan bukan sirop	14.849,185
Industri kimia dasar organik yang bersumber dari hasil pertanian	69,788
Industri kimia dasar organik yang menghasilkan bahan kimia khusus	491,521
Industri sabun dan bahan pembersih keperluan rumah tangga	61,815
Industri perekat atau lem	5,392
Industri minyak atsiri	142,400
Industri pengolahan lain yang belum termasuk golongan manapun	7,200

(Sumber : Badan Pusat Statistik, 2016)

Di sisi lain aluminium tidak hanya dibutuhkan oleh pabrik-pabrik yang telah berdiri seperti yang disebutkan diatas, namun pasar aluminium sulfat akan terbuka lebih luas lagi dengan



mempertimbangkan pabrik yang baru didirikan seperti:

**Tabel I.8** Pabrik yang Baru didirikan di Indonesia 2016-2020

Nama Industri	Tahun Pendirian	Letak
PT OKI <i>Pulp and Paper Mills (PT Asia Pulp Paper, 2016)</i>	2016	Palembang, Sumatera Selatan
PG di Dompu dengan investor PT Sukses Mantap Sejahtera ( <i>Agustinus, 2015</i> )	2016	Dompu, Nusa Tenggara Barat
PG di Lamongan dengan investor PT Kebun Tebu Mas ( <i>Agustinus, 2015</i> )	2017	Lamongan, Jawa Timur
PT Semen Indonesia ( <i>Rahman, 2016</i> )	2020	Aceh, Sumatera Utara

### I.1.6 Penentuan Kapasitas Produksi

Mengenai kapasitas Pabrik Aluminium Sulfat ini, ada beberapa pertimbangan mengenai pemilihan kapasitas produksi :

1. Jumlah ekspor, impor, konsumsi dan jumlah produksi Aluminium Sulfat di Indonesia

Menurut data Badan Pusat Statistik dalam lima tahun terakhir ini jumlah ekspor Aluminium Sulfat mengalami peningkatan, meskipun terdapat penurunan pada tahun 2013 ke tahun 2014. Sedangkan untuk impor diperoleh data yang fluktuatif. Berikut data ekspor dan impor Aluminium Sulfat selama lima tahun terakhir.

**Tabel I.9** Data impor aluminium sulfat di Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton)			
	Ekspor	Impor	Produksi	Konsumsi
2010	20.720,140	145,233	162.384,87	141.809,97
2011	39.545	233,329	62.168,38	22.856,71
2012	39.156	103,96	307.401	268.349,30
2013	59.829,4	241,356	73.228	13.639,96
2014	52.642,014	201,349	0	0
2015	42.188,521	306,972	0	0

(Badan Pusat Statistik, 2016)

2. Peluang perdagangan aluminium sulfat tidak hanya terdapat di dalam negeri namun peluang perdagangan juga cukup terbuka di luar negeri, untuk pabrik aluminium sulfat ini target pemasaran produk adalah dalam negeri dan negara-negara ASEAN, karena rata-rata kapasitas impor aluminium sulfat tahun 2005-2011 negara-negara ASEAN meningkat dari tahun 2010 ke tahun 2011, hal ini dapat dilihat pada tabel 1.10 berdasarkan Indexmuni (2016) sebagai berikut:

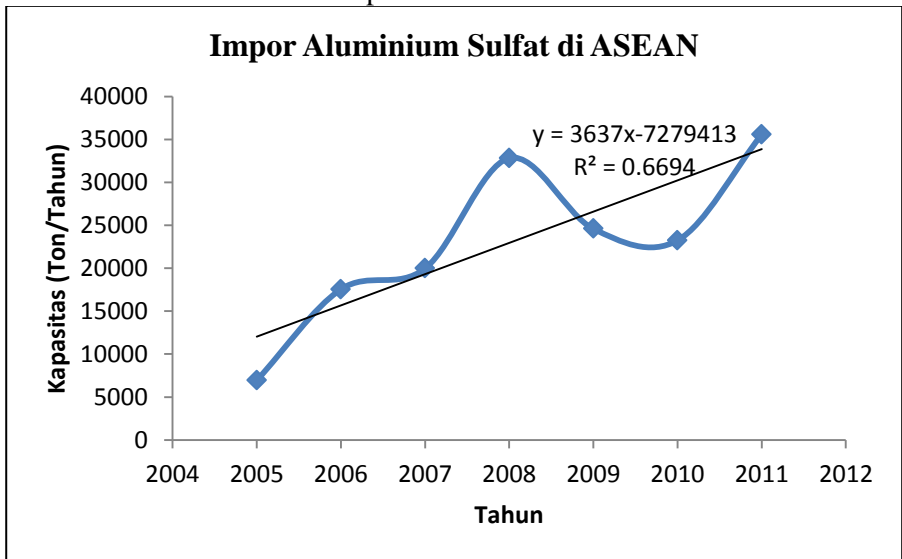
**Tabel I.10** Data Total kebutuhan impor negara-negara ASEAN (Ton/Tahun)

Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)				
	Singapura	Vietnam	Malaysia	Thailand	Filipina
2005	3.277,534	1.158,236	146,000	93,594	1.073,796
2006	3.745,455	1.469,718	355,850	2.130,694	2.777,612
2007	5.152,303	1.477,459	2.729,960	7.098,359	3.403,665
2008	11.023,004	3.834,896	5.401,880	9.120,986	2.488,142
2009	10.297,688	0	10.004,441	123,825	3.671,621
2010	12.752,667	0	5.341,587	146,146	4.562,713
2011	15.418,146	0	13.486,213	227,580	6.206,687



Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)			Total
	Kamboja	Brunei Darussalam	Indonesia	
2005	944,973	0	254,149	6.948,282
2006	538,322	6.076,059	447,943	17.541,653
2007	110,327	0	3,953	19.976,026
2008	751,464	0	198,586	32.818,958
2009	204,589	0	289,786	24.591,950
2010	191,967	0	245,178	23.240,258
2011	0	0	213,883	35.552,509

Berikut adalah grafik hubungan antara kapasitas impor aluminium sulfat dan tahun impor :



**Gambar I.1** Grafik Impor Aluminium Sulfat di ASEAN

Dari gambar I.1 dapat diketahui perubahan yang signifikan mengenai kapasitas impor aluminium sulfat selama



tahun 2005-2011 dan didapatkan regresi dengan persamaan:

$$Y = 3637x - 7279413$$

Dimana :

$Y$  = jumlah perkiraan kapasitas Aluminium Sulfat

$X$  = tahun 2021

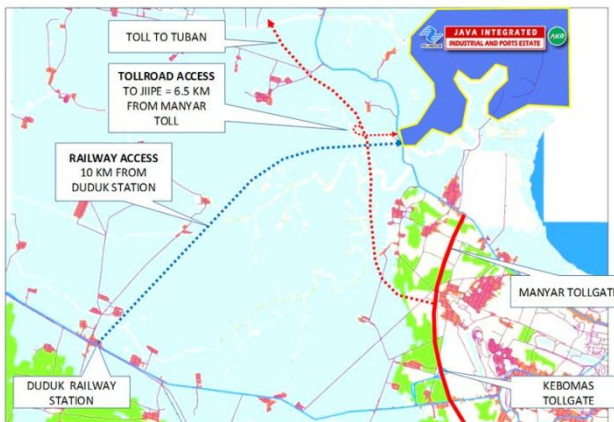
Maka :  $Y = 3637x - 7279413 = 3637(2021) - 7279413 = 70.964 \text{ ton/tahun}$

Dari pertimbangan di atas dan melihat persediaan bahan baku pembuatan Aluminium Sulfat, perkiraan kapasitas produksi Pabrik Aluminium Sulfat pada tahun 2021 diambil 56,37% dari kebutuhan di tahun 2021 yakni sebesar 40.000 ton/tahun dengan hari kerja 300 hari/tahun.

Bahan baku yg digunakan adalah Aluminium Hidroksida dan Aluminium Sulfat, bahan-bahan tersebut dapat diperoleh dari pabrik-pabrik di bawah ini :

- Asam Sulfat 98% dapat diperoleh dari PT Petrokimia Gresik sebesar 20165.785 ton/tahun
- Aluminium hidroksida dapat diperoleh dari PT. Bisindo Kencana sebesar 11071.328 ton/tahun.

### 1.1.7 Penentuan Lokasi Pabrik



**Gambar 1.2** Lokasi Pembangunan Pabrik Aluminium Sulfate  
Lokasi perusahaan merupakan hal yang penting dalam



menentukan kelancaran usaha. Kesalahan pemilihan lokasi pabrik dapat mempengaruhi pengeluaran pabrik, misalnya pabrik dibangun di dekat lokasi bahan baku dan pelabuhan (akses transportasi) maka pabrik tidak memerlukan biaya transportasi yang besar untuk mengangkut bahan baku maupun dalam hal pengiriman barang. Hal-hal yang menjadi pertimbangan dalam menentukan lokasi suatu pabrik meliputi biaya operasional, ketersediaan bahan baku dan penunjang, sarana dan prasarana, dampak sosial, dan studi lingkungan. Lokasi yang dipilih untuk pendirian Pabrik Aluminium Sulfat ini adalah di kawasan industri *Java Integrated Industrial Port Estate (JIPE)* Gresik, Jawa Timur. Alasan pemilihan lokasi ini antara lain:

1. Tersedianya listrik

Penyediaan kebutuhan listrik direncanakan akan disuplai secara eksternal dan internal. Untuk penyediaan listrik secara eksternal dari PLN Gresik, sedangkan secara internal dengan cara menggunakan generator listrik yg digerakan oleh turbin uap.

2. Penyediaan Air

Didalam perencanaan pabrik ini, air diperlukan untuk memenuhi kebutuhan – kebutuhan selama berlangsungnya proses produksi. Air tersebut dipergunakan sebagai air proses, air sanitasi dan air umpan boiler. Kebutuhan air diperoleh dari sungai Brantas.

3. Tranportasi

Pengaruh faktor transportasi terhadap lokasi pabrik, maka pabrik akan didirikan di daerah Gresik, Jawa Timur. Sehingga memudahkan pengangkutan bahan baku, bahan bakar, bahan pendukung dan produk yang dihasilkan. Untuk mempermudah pengangkutan bahan baku, bahan pendukung dan produk yang dihasilkan maka lokasi pabrik harus berada di daerah yang mudah dijangkau oleh kendaraan- kendaraan besar, misalnya dekat dengan badan utama jalan raya yang menghubungkan kota-kota besar, dan pelabuhan sehingga tidak perlu untuk membuat jalan khusus.



#### 4. Tenaga Kerja

Tenaga kerja sebagian besar akan diambil dari penduduk sekitar. Karena lokasinya cukup dekat dengan pemukiman penduduk, selain dapat memenuhi kebutuhan tenaga kerja juga dapat membantu meningkatkan taraf hidup penduduk sekitarnya.

### 1.2 Dasar Teori

Kata alum (aluminium sulfat) berasal dari bahasa latin Alumen. Selain itu aluminium sulfat juga mempunyai beberapa nama lain seperti cake alum, filter alum, papermaker's alum dan alunogenik. Alum lebih dikenal di masyarakat dengan sebutan tawas (Nurcahyo, 2014).

Bahan baku pembuatan aluminium sulfat dapat digolongkan dari bahan galian dan bahan kimia industry, diantara hasil galian yang bisa digunakan sebagai bahan baku pembuatan aluminium sulfat adalah bauksit ( $\text{Al}_2\text{O}_3$  53,3%), *clay* dan kaolin ( $\text{Al}_2\text{O}_3$  37,31%) (US Patent 2844439) dan bahan kimia industri yang dapat digunakan sebagai bahan baku pembuatan aluminium sulfat adalah aluminium hidroksida dan aluminium oksida. Aluminium hidroksida merupakan padatan berbentuk serbuk kristal, granul berwarna putih, tidak berbau; Titik lebur  $300^\circ\text{C}$  ( $572^\circ\text{F}$ ); Berat jenis =  $2,42 \text{ g/cm}^3$  dan dapat mengandung aluminium karbonat dan aluminium bikarbonat basa dalam jumlah bervariasi. Menurut berbagai sumber bahan baku tersebut metode pembuatan aluminium sulfat dapat diproduksi dengan proses sebagai berikut:

#### 1. Proses Dorr

Proses Dorr terdiri dari beberapa tahapan proses diantaranya sebagai berikut:

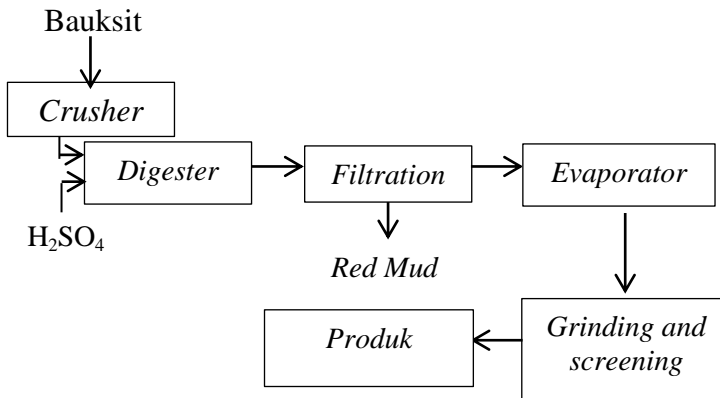
- Tahap *Grinding* : Bauksit dari silo penyimpanan bahan baku diangkut dengan *conveyor* dan dihancurkan dengan *crusher* sehingga ukuran partikel menjadi lebih kecil. Kemudian bauksit setelah *crushing* di ayak dengan ayakan.





- Tahap reaksi dan pembentukan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  : Bauksit dimasukkan dalam reaktor berpengaduk dan ditambahkan  $\text{H}_2\text{SO}_4$ .
- Tahap Filtrasi: Pada reaktor terakhir ditambahkan *barium sulfide* untuk mereduksi *ferri sulfate* dan mengendapkan besi. Endapan *ferri sulfate* dikirim ke dalam thickeners dan dioperasikan secara counter current untuk mengurangi partikel yang tidak larut dan dicuci dengan air hasil kondensat sehingga tidak mengandung alum.
- Tahap Evaporasi: Aluminium sulfat setelah proses *clarifier* di panaskan dalam evaporator terbuka.
- Tahap *Grinding* dan Pengayakan: Larutan aluminium sulfat dituangkan dalam *flat pan* dimana larutan didinginkan dan dipadatkan. Kemudian aluminium sulfat padat di giling untuk mendapatkan ukuran yang sesuai. Prosedur lain yang dimodifikasi bukan menggunakan reaktor dan pengental tetapi menggunakan reaksi gabungan dan tangki pengendapan.

(US Patent 3226188)

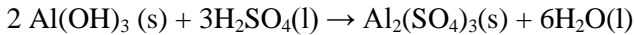


**Gambar I.3** Skema Pembuatan Aluminium Sulfat dengan Proses Dorr



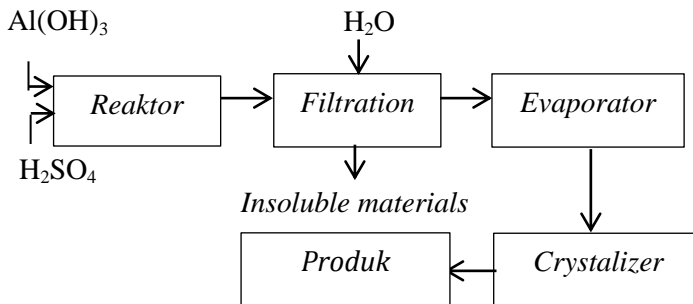
## 2. Proses Giulini

Proses ini menggunakan bahan baku aluminium hidroksida  $\text{Al}(\text{OH})_3$  dan asam sulfat. Persamaan reaksi :



$\text{Al}(\text{OH})_3$  dan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  diumpankan ke reaktor. Kemudian produk reaktor dipekatkan menggunakan *evaporator*. Lalu dikristalisasi pada *crystalizer*. Konversi reaksi yang dihasilkan dengan menggunakan proses ini adalah sebesar 90%.

(US Patent 3226188)



**Gambar I.4** Skema Pembuatan Aluminium Sulfat dengan Proses Giulini

### I.3 Kegunaan Aluminium Sulfat

Aluminium sulfat merupakan kristal putih yg memiliki fungsi sebagai berikut, yaitu:

1. Sebagai kontrol pH dari pengolahan air.
2. Sebagai isolasi atau penyekatan selulosa.
3. Sebagai bahan pengendap pada proses buangan dan penanganan air minum.
4. Sebagai zat kimia penyamak kulit, dalam hal ini kulit hewan yg digunakan sebagai produk siap pakai.
5. Sebagai pelekats kertas yg digunakan pada industri pulp dan kertas.
6. Sebagai agen tahan air dalam beton



7. Sebagai pengurai lemak dan minyak dan sebagai agen busa pada busa untuk memadamkan api.  
(*Mc.Ketta dan Kirk Othmer*).

## **I.4 Sifat Fisika dan Kimia**

### **I.4.1 Bahan Baku Utama**

#### **I.4.1.1 Aluminium Hidroksida**

Menurut MSDS (2016) aluminium hidroksida memiliki sifat fisis dan sifat kimia sebagai berikut :

##### *Sifat Fisika Aluminium Hidroksida*

- Rumus Kimia :  $\text{Al}(\text{OH})_3$
- BM : 78,00 kg/kmol
- Titik Lebur :  $300^\circ\text{C}$  ( $572^\circ\text{F}$ )
- Titik Kritis : -
- Warna : Putih
- Bentuk : Kristal bubuk
- Density :  $2,42 \text{ g/cm}^3$  pada ( $20^\circ\text{C}$ )
- Bulk density :  $0,15\text{-}1,3 \text{ g/cm}^3$  pada ( $20^\circ\text{C}$ )
- Nilai pH : 8,5-10,2 (20%  $\text{H}_2\text{O}$ ) pada ( $20^\circ\text{C}$ )

##### *Sifat Kimia*

- Golongan garam basa lemah
- Stabil pada suhu dan tekanan normal
- Dapat menyerap karbondioksida diudara
- Tidak larut dalam air, alkohol
- Larut dalam pelarut alkali, asam klorida, asam sulfat, asam kuat dengan adanya air



## Komposisi Aluminium Hidroksida

**Tabel I.11** Komposisi Aluminium Hidroksida

KARAKTERISTIK	PERSEN (%)
$\text{Al}(\text{OH})_3$	99,7
$\text{Al}_2\text{O}_3$	65
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0,01
$\text{SiO}_2$	0,01
$\text{Na}_2\text{O}$	0,23
<i>Impurity</i>	0,03

(Bisley group, 2016)

### I.4.2 Bahan Baku Pendukung

#### 1.4.2.1 Asam Sulfat ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ )

##### Sifat Fisika

- *Specific gravity*: 1,834
- Titik lebur : 10,49 °C
- Berat molekul : 98,07 gr/mol
- Titik didih : 340 °C
- Densitas : 1,84 gr/ml

##### Sifat Kimia

- Merupakan Asam Kuat
- Bersifat korosif terhadap logam
- Merupakan senyawa polar
- Pelarut yang baik untuk senyawa organik
- Konstanta ionisasi kecil

(Perry, 2008)

### I.4.3 Produk

#### I.4.3.1 Produk Utama

#### Aluminium Sulfat Hidrat $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$

*Commercial grade* aluminium sulfat terdiri dari 14-15%,



15-16%, 17-18%, 18%, dan 22-23% kandungan  $\text{Al}_2\text{O}_3$ , Secara umum yang lebih sering ditemukan dipasaran adalah aluminium sulfat dengan kandungan 17-18%  $\text{Al}_2\text{O}_3$ . Pada aluminium sulfat ini mengandung molekul air (hidrat) sebanyak 13 mol. Aluminium sulfat *octadecahydrate* biasanya mengandung  $\text{Al}_2\text{O}_3$  sebanyak 15,3% (Ullman's, 1985).

Aluminium sulfat dengan kandungan 17-18%  $\text{Al}_2\text{O}_3$  memiliki rumus kimia  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$ . Hidrat dari aluminium sulfat ini didapatkan dari proses kristalisasi. Larutan aluminium sulfat dengan kandungan  $\text{Al}_2\text{O}_3$  sebanyak 9-12% dihasilkan dari proses kristalisasi dengan suhu  $50^\circ\text{C}$ , sedangkan untuk mendapatkan aluminium sulfat dengan kandungan  $\text{Al}_2\text{O}_3$  sebanyak 12-14% dapat dilakukan dengan menambahkan *seed* aluminium sulfat anhidrat dan menjaga suhu kristalisasi  $70-80^\circ\text{C}$ , dan untuk mendapatkan aluminium sulfat dengan kandungan  $\text{Al}_2\text{O}_3$  sebanyak 14-17% dapat dilakukan dengan menambahkan *seed* aluminium sulfat anhidrat serta menjaga suhu kristalisasi dibawah titik didih aluminium sulfat atau menjaga suhu  $75-105^\circ\text{C}$  (Wilson, 1942).

Untuk analisa adanya senyawa hidrat dapat menggunakan XRD (*X-Ray Diffraction*) dan *X-Ray powder photograph* (Matori, 2012).

Untuk analisa kandungan sulfat dapat dilakukan dengan cara mereaksikan aluminium sulfat dengan barium sulfat, EDTA, kemudian dititrasi dengan zink sulfat (Nikolic, 1971).

#### *Sifat fisika*

- Bentuk : Kristal
- Warna : Putih
- Ukuran : 1,5-3 mm
- Melting Point :  $770^\circ\text{C}$
- Specific gravity : 2,71
- Berat Molekul : 342,13 g/mol
- pH 1% larutan : 3,4

*Sifat kimia*

- Kandungan  $\text{Al}_2\text{O}_3$  : 17-18%
- Kandungan  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  : <0,01
- *Insoluble material* : 0,03%
- Terjadi proses kristalisasi ketika dipanaskan
- Bersifat korosif terhadap *carbon steel*, aluminium dan zinc

*(Faith, 1950)*

## **BAB II**

### **MACAM DAN URAIAN PROSES**

#### **II.1 Macam Proses**

Proses pembuatan aluminium sulfat pada dasarnya adalah mereaksikan bahan - bahan yang mengandung alumina ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ ) dengan asam sulfat. Metode dalam proses pembuatan Aluminium Sulfat dapat dilakukan dengan beberapa cara sebagai berikut :

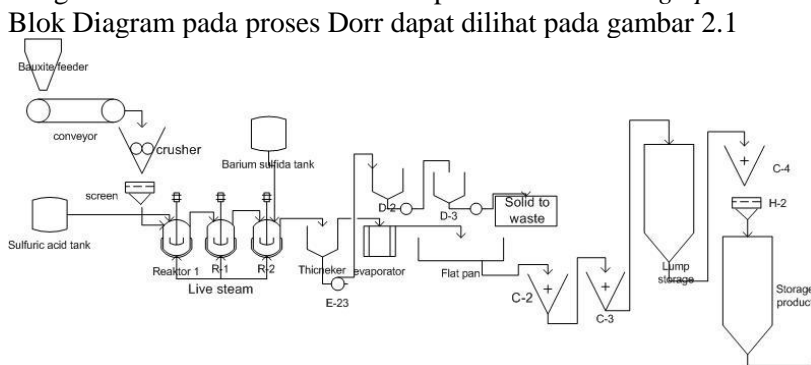
1. Proses Dorr
2. Proses Giulini

##### **II.1.1 Proses Dorr**

Proses dorr dapat digunakan untuk memproduksi aluminium sulfat dengan kandungan  $\text{Al}_2\text{O}_3$  sebesar 17%, proses dorr merupakan salah satu proses pembuatan aluminium sulfat dari bauksit yang direaksikan dengan asam sulfat dan ditambahkan barium sulfida untuk mereduksi feri sulfat menjadi fero sulfat untuk mengendapkan besi. Mula-mula bauksit dari bauksit *feeder* bahan baku diangkut dengan *conveyor* dan dihancurkan dengan *crusher* sehingga ukuran partikel menjadi lebih kecil. Kemudian 80% berat dari bauksite setelah *crushing* di *screen* dengan ayakan 200 mesh. Setelah itu bauksit direaksikan dengan asam sulfat 60<sup>0</sup>Be yang dialirkan dari tangki asam sulfat *feeder* dan dipanaskan oleh *steam*. Reaksinya dilakukan di dalam reaktor baja berlapis timbal yang disusun secara seri dan dilengkapi dengan agitator. Pada reaktor terakhir ditambahkan barium sulfida dalam bentuk abu hitam (*black ash*) untuk mereduksi feri sulfat menjadi fero sulfat dan untuk mengendapkan besi. Endapan ferri sulfate dikirim ke dalam *thickeners* dan dioperasikan secara *counter current* untuk mengurangi partikel yang tidak larut dan dicuci dengan air hasil kondensat sehingga tidak mengandung alum. Untuk menghasilkan aluminium sulfat kering maka larutan aluminium sulfat yang sudah dijernihkan dipekatkan di dalam evaporator terbuka dari 35 °Be sampai 59. Kemudian larutan aluminium



sulfate dituangkan dalam *flat pan* dimana larutan didinginkan dan dipadatkan sehingga aluminium sulfat menjadi padat dan berbentuk panjang menyerupai *slab* atau papan. Aluminium menuju *crusher* yang pertama dengan menggunakan *conveyor* untuk dihancurkan menjadi empat bagian setelah melewati *crusher* yang pertama maka *bucket elevator* membawa material tersebut menuju *hammer crusher* sehingga ukuran material menjadi  $\frac{3}{4}$  bagian. Aluminium sulfat menuju *lump storage* yang selanjutnya dibawa menuju *hammer mill* untuk digiling sehingga ukurannya menjadi kurang lebih 8 mesh. Produk dari *hammer mill* kemudian discreen sehingga mendapatkan ukuran yang diinginkan. Aluminium sulfat disimpan di dalam *storage product*

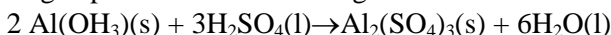


**Gambar II.1** Blok Diagram Proses Dorr

(George T. Austin, 1984)

### II.1.2. Giulini

Pada Giulini proses, untuk memproduksi aluminium sulfat dengan kandungan  $\text{Al}_2\text{O}_3$  sebesar 14-23% dengan cara mereaksikan Aluminium hidroksida  $\text{Al}(\text{OH})_3$  dengan asam sulfat sesuai dengan persamaan reaksi sebagai berikut :

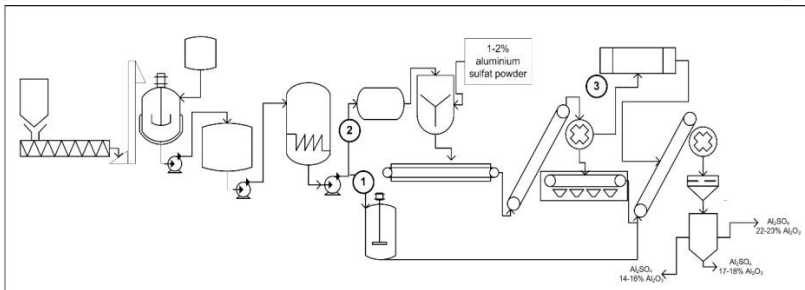


Di dalam proses Giulini, Aluminium hidroksida direaksikan dengan aluminium sulfat di dalam tangki tekanan berpengaduk. Sebelum direaksikan dengan aluminium hidroksida, aluminium sulfat terlebih dahulu dipanaskan dalam heater. Aluminium sulfat





yang digunakan memiliki densitas sebesar  $1,6 \text{ gr/cm}^3$ . Pengadukan harus dihentikan setelah satu jam dikarenakan aluminium sulfat akan terhidrolisis sehingga mengakibatkan aluminium sulfat tidak larut dan asam sulfat menjadi sangat asam. Aluminium sulfat kemudian dievaporasi menggunakan *flash evaporator* pada unit evaporasi sehingga mampu menghasilkan larutan sebesar  $60^\circ\text{Be}$ . Untuk memproduksi aluminium sulfat dengan kandungan  $\text{Al}_2\text{O}_3$  sebesar 14-16% setelah dievaporasi larutan aluminium sulfat dialirkan menuju *stone solidification boxes* diaduk selama satu jam selanjutnya aluminium sulfat solid dibawa menuju proses penghalusan dan pengayakan kemudian dikemas (pada stream 1). Untuk memproduksi aluminium sulfat dengan kandungan  $\text{Al}_2\text{O}_3$  sebesar 17-18% setelah dievaporasi larutan aluminium sulfat dialirkan menuju *vacum tank* kemudian menuju *rapid mixer* untuk ditambahkan bibit kristalisasi kemudian diaduk pada temperatur  $85^\circ\text{C}$  setelah itu menuju ke proses kristalisasi. *Reduction size* yang pertama menggunakan prebreaker dan *reduction size* yang kedua menggunakan harmer mill dan selanjutnya dilakukan pengayakan dan pengemasan (pada stream 2). Untuk memproduksi aluminium sulfat dengan kandungan  $\text{Al}_2\text{O}_3$  sebesar 22-23% setelah dievaporasi larutan aluminium sulfat dialirkan menuju *rapid mixer* untuk ditambahkan bibit kristalisasi kemudian diaduk pada temperatur  $85^\circ\text{C}$  setelah itu menuju ke proses kristalisasi. *Reduction size* yang pertama menggunakan *harmer mill* dan dilakukan proses pengayakan. Untuk mendapatkan kandungan  $\text{Al}_2\text{O}_3$  sebesar 22-23% dilakukan proses kalsinasi dengan menggunakan *vacum calcination oven*. Hasil dari proses kalsinasi kemudian diangkut menuju *pin mill* yang dilengkapi dengan fasilitas pengisian dan pengayakan. Setelah melewati unit pengayakan, aluminium sulfat kemudian dikemas dalam *paper-polyethylene bags* (pada stream 3). Blok diagram proses Giulini dapat dilihat pada gambar II.1.

**Gambar II.2** Blok Diagram Proses Giulini

(Ullman's, 1985).

## II.2 Seleksi Proses

Seleksi suatu proses pembuatan aluminium sulfat dapat dilakukan dengan mempertimbangkan beberapa parameter seperti pada tabel 2.1 sebagai berikut :

**Tabel II.1** Perbandingan Proses Dorr dengan Proses Giulini

No	Parameter	Uraian proses			
		Dorr	Giulini (%Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )		
			14-16%	17-18%	22-23%
1.	Tekanan Operasi (atm)	>1atm	>1atm	>1atm	>1atm
2.	Reaktor	Reaktor digester berjumlah 3	Reaktor bertekanan 5-6 bar berjumlah 1	Reaktor bertekanan 5-6 bar berjumlah 1	Reaktor bertekanan 5-6 bar berjumlah 1
3.	Waktu reaksi pada reaktor	4 jam	17 menit -2 jam	17 menit -2 jam	17 menit -2 jam
4.	Suhu operasi pada reaktor	105-110 <sup>0</sup> C	170 <sup>0</sup> C	170 <sup>0</sup> C	170 <sup>0</sup> C



5.	$^{0}\text{Be}$ evapora-tor	59-62 $^{0}\text{Be}$	52-55 $^{0}\text{Be}$	60 $^{0}\text{Be}$	60 $^{0}\text{Be}$
6.	Waktu proses pembuatan	Sekitar 24 jam	Sekitar 8 jam	Sekitar 15 jam	Sekitar 20 jam
7.	Bahan Baku Utama	Bauksit	$\text{Al}(\text{OH})_3$ , $\text{Al}_2\text{O}_3$	$\text{Al}(\text{OH})_3$ , $\text{Al}_2\text{O}_3$	$\text{Al}(\text{OH})_3$ , $\text{Al}_2\text{O}_3$
8.	Bahan Baku Pendukung	- Barium Sulfida - Lem serpih - larutan asam sulfat	-	- <i>Seed</i> aluminium sulfat powder	- <i>Seed</i> aluminium sulfat powder
9	Ukuran produk	2,38 mm	1,5 mm	1,5 mm	1,5 mm
10.	Produk	Aluminium sulfat dengan kandungan $\text{Al}_2\text{O}_3$ 17%	Aluminium sulfat dengan kandungan $\text{Al}_2\text{O}_3$ 14-16%	Aluminium sulfat dengan kandungan $\text{Al}_2\text{O}_3$ 17-18%	Aluminium sulfat dengan kandungan $\text{Al}_2\text{O}_3$ 22-23%
11.	Hasil Samping	- Endapan $\text{Fe}_2\text{O}_3$ 0,5% - <i>Insoluble material</i> <0,1%	- Endapan $\text{Fe}_2\text{O}_3$ 0,006-0,008 % - <i>Insoluble material</i> <0,04%	- Endapan $\text{Fe}_2\text{O}_3$ <0,01% - <i>Insoluble material</i> <0,03%	- Endapan $\text{Fe}_2\text{O}_3$ <0,02% - <i>Insoluble material</i> ca. 0,03%

Berdasarkan tabel II.1 maka dipilihlah proses Giulini dengan bahan baku aluminium hidroksida dan asam sulfat, dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Bahan baku aluminium hidroksida dipilih karena aluminium hidroksida mengandung sedikit besi sehingga



- tidak perlu penambahan barium sulfida dan lem serpih untuk mengendapkan besi.
- Reaksi antara aluminium hidroksida dengan asam sulfat membentuk larutan aluminium sulfat berlangsung cepat yaitu sekitar 10 jam.
  - Proses Giulini dapat memproduksi aluminium sulfat solid dengan kandungan  $\text{Al}_2\text{O}_3$  dari 14% hingga 23%
  - Dipilih proses pembuatan aluminium sulfat dengan kandungan  $\text{Al}_2\text{O}_3$  17-18% dikarenakan kondisi ini merupakan spesifikasi umum aluminium sulfat dipasaran dan karakteristik aluminium sulfat telah memenuhi SNI No. 06-4367-19999 mengenai *standart quality* aluminium sulfat.

### II.3 Uraian Proses Terpilih

Proses pembuatan aluminium sulfat dari  $\text{Al}(\text{OH})_3$  dengan kandungan  $\text{Al}_2\text{O}_3$  17-18% terdiri dari beberapa tahap, yaitu:

1. Tahap Persiapan bahan baku
2. Tahap Reaksi
3. Tahap Evaporasi
4. Tahap Kristalisasi
5. Tahap Penanganan Produk

#### II.3.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

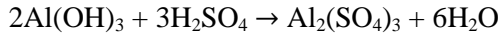
Tahap persiapan bahan baku adalah proses mempersiapkan bahan baku sebelum bahan baku tersebut direaksikan didalam reaktor. Bahan baku utama yaitu  $\text{H}_2\text{SO}_4$  98% , yang diencerkan menjadi 66% di dalam tangki pengenceran (M-115). Bahan baku lain yaitu  $\text{Al}(\text{OH})_3$  yang disimpan di dalam tangki (F-111) dan hasil *recycle*  $\text{Al}(\text{OH})_3$  dari *filter* (H-315). Selanjutnya bahan baku tersebut direaksikan di dalam reaktor (R-210).

#### II.3.2 Tahap Reaksi

Tahap reaksi proses adalah sutau proses dimana  $\text{Al}(\text{OH})_3$  direaksikan dengan larutan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  66% dan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  hasil *recycle*



dari *centrifuge* (H-411) dan tangki pencucian kristal (J-413) dalam *reaktor* (R-210) dengan tekanan 5 bar sehingga suhu akibat reaksi menjadi 170°C. Aluminium sulfat cair selanjutnya dipompa menggunakan pompa (L-211) menuju *evaporator* (V-310). Persamaan reaksi yang terjadi pada reaktor adalah :



### II.3.3 Tahap Evaporasi

Tahap evaporasi dilakukan di dalam *evaporator* (V-310) sehingga didapatkan larutan aluminium sulfat pekat. Pada proses ini aluminium sulfat dipekatkan hingga kandungan  $\text{Al}_2\text{O}_3$  menjadi 17%. Larutan aluminium sulfat pekat kemudian didinginkan di dalam *cooler* (E-314) hingga temperatur turun dari 115°C menjadi 85°C. Untuk mendapatkan larutan aluminium sulfat  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  dengan kemurnian tinggi maka  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  dipisahkan dari  $\text{Al}(\text{OH})_3$  yang tidak bereaksi menggunakan *filter* (H-315) kemudian  $\text{Al}(\text{OH})_3$  dikembalikan kembali menuju *reaktor* (R-210).

### II.3.4 Tahap Kristalisasi

Tahap kristalisasi adalah proses pembentukan kristal aluminium sulfat yang telah dipekatkan di dalam *evaporator* (V-310). Larutan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  dari *evaporator* menuju *mixer* (M-316) untuk ditambahkan bubuk aluminium sulfat 1-2% dari *cyclone* (T-512 dan T-528), dan *mother liquor* dari *scubber* (J-513 dan J-524) sebagai bibit kristal untuk membantu timbulnya kristal pada proses kristalisasi. Proses kristalisasi berlangsung di dalam *crystallizer* (J-410) dengan suhu 85 °C. Pembentukan kristal aluminium sulfat dapat dilakukan dengan cara menjaga suhu dibawah titik didih tapi harus berada dikisaran suhu *solidification point* dari aluminium sulfat. Aluminium sulfat dengan kandungan 17-18%  $\text{Al}_2\text{O}_3$  memiliki rumus kimia  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$ . proses hidrasi aluminium sulfat terbentuk pada suhu 200°F. Hasil dari kristalisasi kemudian dialirkan menuju *centrifuge* (H-411) untuk dihilangkan kembali kandungan airnya. Filtrat berupa cairan aluminium sulfat, asam sulfat, dan air dikembalikan kembali menuju *reaktor* (R-210). Aluminium sulfat berupa padatan

---



diangkut menuju tempat pencucian produk (J-410) untuk memisahkan  $\text{Al}(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$  dari  $\text{H}_2\text{SO}_4$  sisa.  $\text{H}_2\text{SO}_4$  sisa akan dikembalikan kembali menuju *reaktor* (R-210). Padatan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$  akan dikeringkan menggunakan *rotary dryer* (Q-510).

### II.3.5 Tahap Pengeringan

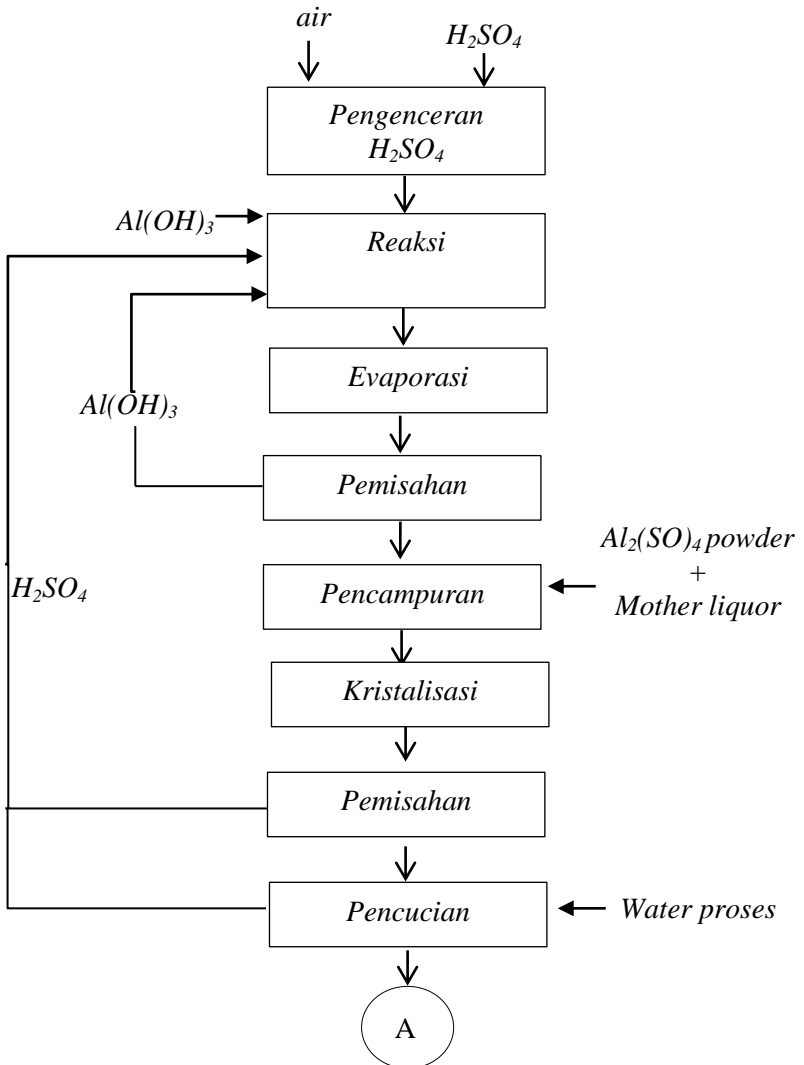
Tahap pengeringan dilakukan di dalam *rotary dryer* (Q-510) untuk menghasilkan produk dengan kandungan air sebesar 0.1 %. Gas output dari *rotary dryer* di alirkan menuju *cyclone* (T-512) dan *scrubber* (J-513) untuk memperoleh kembali padatan aluminium sulfat yang terbawa oleh gas keluar *rotary dryer*. Hasil padatan aluminium sulfat dari *cyclone* (H-515 A-B) dan *mother liquor* dari *scrubber* (J-513) kemudian dialirkan menuju mixer (M-316). Padatan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$  akan dihaluskan menggunakan *prebreaker* (C-520A).

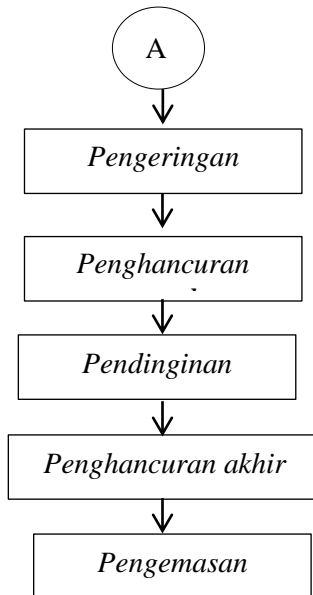
### II.3.6 Tahap Penanganan Produk

Pada tahap penanganan produk terdiri atas proses penghalusan, pendinginan, pengayakan dan pengemasan. Aluminium sulfat dengan suhu yang tinggi setelah proses evaporasi mengakibatkan proses penghalusan tidak cukup jika dilakukan satu kali saja, maka digunakan *prebreaker* (C-520 A) sebagai *reduction size* yang pertama selanjutnya suhu diturunkan menggunakan *rotary cooler* (J-521) hingga suhunya turun menjadi  $40^\circ\text{C}$ . *Reduction size* yang kedua menggunakan *ballmill* (C-520 B) dan selanjutnya menuju *screen* (S-530). Ukuran mesh pada *screen* yang digunakan sebesar 12 *mesh*. Kristal yang berukuran lebih besar dari yang dikehendaki akan dipisahkan terlebih dahulu untuk dikembalikan *ball mill* (C-520 B). Kristal aluminium sulfat yang lolos dari screen kemudian ditampung di *bin storage* (F-531) atau unit pengemasan. Kemasan yang digunakan terbuat dari karung goni. Aluminium sulfat yang dihasilkan mengandung  $\text{Al}_2\text{O}_3$  sebesar 17,2%, dengan kadar  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  kurang dari 0,01% dan *insoluble material* 0,03%.



### II.3.6 Blok Diagram Proses





**Gambar II.3** Skema produksi Aluminium Sulfat dengan Proses Giulini

(Ullman's, 1985)



### BAB III NERACA MASSA

Kapasitas Pabrik : 40000 ton/tahun  
 Dalam 1 tahun beroperasi : 330 hari  
 Satuan massa : kg  
 Produksi perjam : 5050.505 kg/jam

#### Kebutuhan bahan baku

Berdasarkan perhitungan overall neraca massa sesuai proses dari flowsheet menggunakan basis perhitungan bahan baku 80000 kg/jam didapatkan produk aluminium sulfat sebesar 289034.940 kg/jam. Jika produk yang diinginkan sebesar 5050.505 kg/jam maka kebutuhan bahan baku adalah :

$$\begin{aligned} \text{Total bahan baku perjam} &= \frac{5050.505 \text{ kg/jam}}{289034.940 \text{ kg/jam}} \times 80000 \text{ kg/jam} \\ &= 1397.895 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

#### Komposisi bahan baku $\text{Al(OH)}_3$ (PT.Bisindo Kencana)

Komponen	% wt	$M_4$ (kg)
$\text{Al(OH)}_3$	94.715	1324.016
$\text{H}_2\text{O}$	5.000	69.895
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.010	0.133
$\text{SiO}_2$	0.010	0.133
$\text{CaO}$	0.019	0.266
$\text{Na}_2\text{O}$	0.247	3.453
<b>Total</b>	100	1397.895



**Komposisi  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (Perry, 1999)**

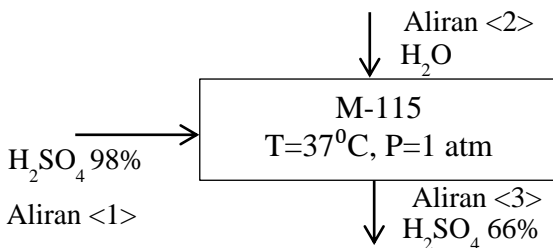
Komponen	% Berat	BM (gr/mol)	$\rho$ (gr/cm <sup>3</sup> ) (20°C)
$\text{H}_2\text{SO}_4$	98	98	1.84
$\text{H}_2\text{O}$	2	18	1

**Komposisi Produk  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$  dari perhitungan neraca massa**

Komponen	% Berat	BM (gr/mol)	$\rho$ (gr/cm <sup>3</sup> ) (20°C)
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	99.821	594	1.69
$\text{H}_2\text{O}_{\text{moist}}$	0.100	18	1
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.003	159.7	5.24
$\text{SiO}_2$	0.003	60	2.65
$\text{CaO}$	0.005	56	3.35
$\text{Na}_2\text{O}$	0.068	62	2.27
<b>Jumlah</b>	100		

**III. 1. Tangki Pelarut  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (M-115)**

Fungsi : Pengenceran  $\text{H}_2\text{SO}_4$  98% menjadi 66%  
(didasarkan pada perhitungan contoh soa No. 1 di  
US3226188) selanjutnya akan masuk reaktor



**Neraca Massa Total**

$$M_1 + M_2 = M_3$$



$$\begin{aligned} M_1 + M_2 &= M_3 \\ (M_{98\%H_2SO_4<1>} + M_{2\%H_2O<1>}) + M_{H_2O<2>} &= (M_{66\%H_2SO_4<3>} + M_{34\%H_2O<3>}) \\ (98\% \cdot M_1 + 2\% \cdot M_1) + M_2 &= (66\% \cdot M_3 + 34\% \cdot M_3) \end{aligned}$$

**Keterangan :**

$M_1$  = Massa  $H_2SO_4$  98%

$M_2$  = Massa  $H_2O$

$M_3$  = Massa  $H_2SO_4$  66%

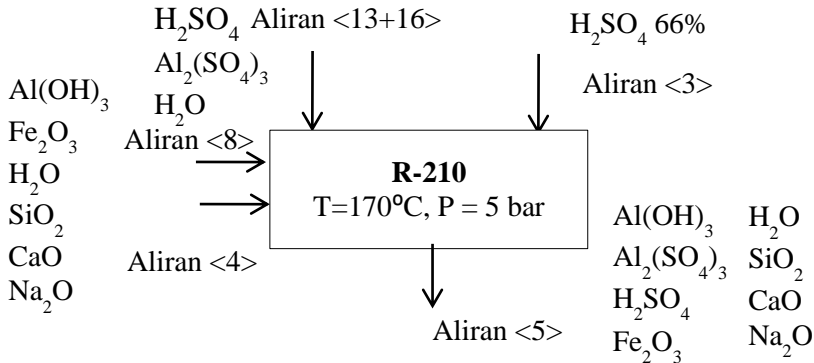
**Tabel III.1** Neraca Massa Tangki Pengenceran  $H_2SO_4$

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komp	M (kg/jam)	%wt	Komp	M (kg/jam)	%wt
Asam Sulfat 98% Aliran <1>			Asam Sulfat 66% Aliran <3>		
$H_2SO_4$	2495.261	98	$H_2SO_4$	2495.261	66
$H_2O$	50.924	2	$H_2O$	1285.437	34
Air Aliran <2>					
$H_2O$	1234.514	100			
Total	3780.698		Total	3780.698	



### III.2. Reaktor (R-210)

Fungsi : Untuk mereaksikan  $\text{Al}(\text{OH})_3$  dengan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  membentuk  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$



#### Neraca Massa Total

$$M \text{ Al. } <3> + M \text{ Al. } <4> + M \text{ Al. } <8> + M \text{ Al. } <13> + M \text{ Al. } <16> = M \text{ Al. } <5>$$

$$M_3 + M_4 + M_8 + M_{13} + M_{16} = M_5$$

#### Keterangan :

- $M_3$  : Massa bahan baku aluminium hidroksida masuk
- $M_4$  : Massa asam sulfat 66% masuk
- $M_5$  : Massa larutan aluminium sulfat yang terbentuk
- $M_8$  : Massa recycle aluminium hidroksida yang tidak larut
- $M_{13+16}$  : Massa recycle mother liquor dan hasil pencucian kristal yang memiliki komposisi larutan berupa senyawa  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ , dan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

#### Diketahui :

- \* Bahan utama untuk proses reaksi adalah aluminium hidroksida dan asam sulfat, sehingga sumber tersebut dikelompokkan untuk memudahkan perhitungan



**Tabel III.2** Neraca Massa Reaktor

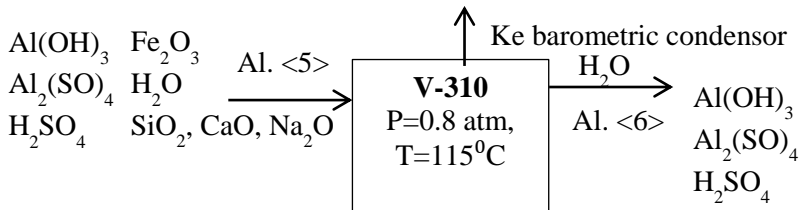
aliran masuk			aliran keluar		
Komp	M (kg/jam)	%wt	Komp	M (kg/jam)	%wt
<b>Umpan Asam Sulfat Aliran &lt;3+8+13+16&gt;</b>			<b>Slurry Aluminium Sulfat Aliran &lt;5&gt;</b>		
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2912.835	24.221	Al(OH) <sub>3</sub>	331.004	2.403
H <sub>2</sub> O	6958.472	57.862	H <sub>2</sub> O	7962.467	57.811
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	2154.631	17.917	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.166	0.001
<b>Umpan Aluminium Hidroksida Aliran &lt;4&gt;</b>			Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	5057.281	36.718
Al(OH) <sub>3</sub>	1324.016	94.715	SiO <sub>2</sub>	0.166	0.001
H <sub>2</sub> O	69.895	5	CaO	0.332	0.002
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.133	0.0095	Na <sub>2</sub> O	4.316	0.031
SiO <sub>2</sub>	0.133	0.0095	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	417.574	3.032
CaO	0.266	0.019			
Na <sub>2</sub> O	3.453	0.247			
<b>Recycle Aluminium Hidroksida Aliran &lt;8&gt;</b>					
Al(OH) <sub>3</sub>	331.004	94.715			
H <sub>2</sub> O	17.474	5			
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.033	0.0095			
SiO <sub>2</sub>	0.033	0.0095			
CaO	0.066	0.019			
Na <sub>2</sub> O	0.863	0.247			



<b>total</b>	13773.30		<b>total</b>	13773.30	
	6			6	

### III.3. Evaporator (V-310)

Fungsi : Untuk memekatkan larutan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ , berdasarkan US Patent 2452024, larutan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  akan dipekatkan menjadi 17% berat kandungan  $\text{Al}_2\text{O}_3$



#### Neraca Massa Total :

$$M_5 = M_6 + M_7$$

$$\begin{aligned}
 (M_{\text{Al}(\text{OH})_3<5>} + M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3<5>} + M_{\text{H}_2\text{SO}_4<5>} + M_{\text{H}_2\text{O}<6>} + M_{\text{Al}(\text{OH})_3<7>} + \\
 M_{\text{Fe}_2\text{O}_3<5>} + M_{\text{H}_2\text{O}<5>} + M_{\text{ins.Mat}<5>}) &= M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3<7>} + M_{\text{H}_2\text{SO}_4<7>} + \\
 M_{\text{Fe}_2\text{O}_3<7>} + M_{\text{H}_2\text{O}<7>} + M_{\text{ins.Mat}<7>})
 \end{aligned}$$

#### Keterangan :

$M_5$  : Massa larutan aluminium sulfat masuk (feed)

$M_6$  : Massa air yang menguap

$M_7$  : Massa larutan aluminium sulfat pekat keluar

#### Diketahui :

$$M_5 = 13773.306 \text{ kg}$$

$$\% \text{ wt } \text{Al}_2\text{O}_3 <7> = 17 \% \text{ (US Patent 2452024)}$$

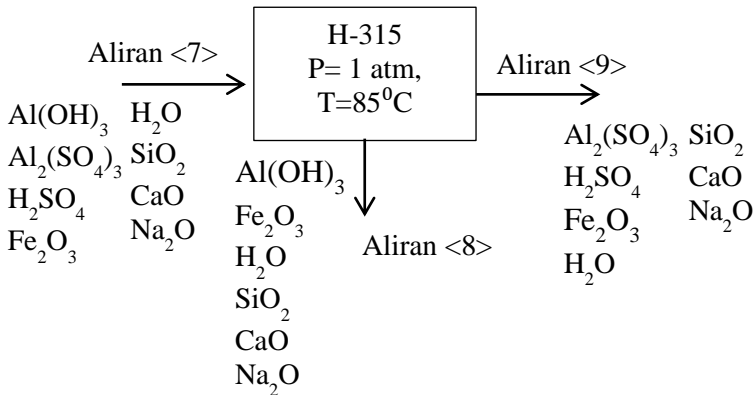


Tabel III.3 Neraca Massa Evaporator

aliran masuk			aliran keluar		
Komp	M (kg/jam)	% wt	Komp	M (kg/jam)	%wt
Slurry Aluminium Sulfat Aliran <5>			Uap Air barometric condensor Aliran <6>		
Al(OH) <sub>3</sub>	331.004	2.403	H <sub>2</sub> O uap	4900.883	100
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	5057.281	36.718	<i>Hot Aluminium Sulfat Viscous</i> Aliran <7>		
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.166	0.001	Al(OH) <sub>3</sub>	331.004	3.731
H <sub>2</sub> O	7962.467	57.811	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	5057.281	57
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	417.574	3.032	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.166	0.002
SiO <sub>2</sub>	0.166	0.001	H <sub>2</sub> O	3061.584	34.507
CaO	0.332	0.002	SiO <sub>2</sub>	0.166	0.002
Na <sub>2</sub> O	4.316	0.031	CaO	0.332	0.004
			Na <sub>2</sub> O	4.316	0.049
			H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	417.574	4.7064
total	13773.306		total	13773.306	

#### III.4. Filter (H-315)

Fungsi : Untuk mendapatkan larutan aluminium sulfat dengan kemurnian tinggi karena dipisahkan dari aluminium hidroksida yang tidak bereaksi



### Neraca Massa Total

$$M_7 = M_8 + M_9$$

### Keterangan

- $M_7$  : Larutan aluminium sulfat dengan aluminium hidroksida yang tidak bereaksi
- $M_8$  : Aluminium hidroksida yang tidak bereaksi
- $M_9$  : Larutan aluminium sulfat dengan kemurnian lebih tinggi

### Diketahui :

- Massa komponen yang masuk
- Asumsi aluminium hidroksida yang tidak bereaksi berbentuk padatan dan memiliki komposisi yang sama seperti aluminium hidroksida masuk reaktor sehingga massa impurities yang masih menempel pada aluminium hidroksida, massa setiap komponen dapat dihitung dengan perbandingan
- % berat, sedangkan impurities sisanya akan lolos karena memiliki ukuran lebih kecil
- % berat komposisi aluminium hidroksida yang tidak





bereaksi masuk

- $\text{Al}(\text{OH})_3 = 94.715\%$ ,  $\text{H}_2\text{O} = 5\%$ ,  $\text{Fe}_2\text{O}_3 = 0.0095\%$ ,  
ins.Mat=0.276%
- Asumsi  $\text{Al}(\text{OH})_3$  yang tidak bereaksi terpisah seluruhnya  
(100%)
- Asumsi liquid yang terikut padatan adalah 10%

**Tabel III.4** Neraca Massa Filter

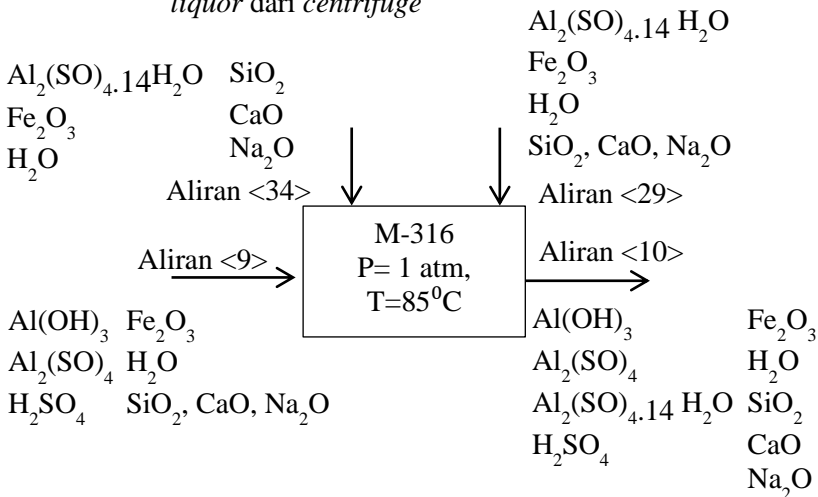
Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komp	M (kg/jam)	%wt	Komp	M (kg/jam)	%wt
<i>Hot Aluminium Sulfate Viscous</i> <b>Aliran &lt;7&gt;</b>			<i>Hight Purity aluminium sulfate</i> <i>viscous Aliran &lt;9&gt;</i>		
$\text{Al}(\text{OH})_3$	331.004	3.731	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	4551.553	59.334
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	5057.281	57.000	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.133	0.002
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.166	0.002	$\text{H}_2\text{O}$	2739.699	35.715
$\text{H}_2\text{O}$	3061.584	34.507	$\text{SiO}_2$	0.133	0.002
$\text{SiO}_2$	0.166	0.002	$\text{CaO}$	0.266	0.003
$\text{CaO}$	0.332	0.004	$\text{Na}_2\text{O}$	3.453	0.045
$\text{Na}_2\text{O}$	4.316	0.049	$\text{H}_2\text{SO}_4$	375.817	4.899
$\text{H}_2\text{SO}_4$	417.574	4.706	<b>Aluminium Hidroksida Recycle ke</b> <b>Reaktor Aliran &lt;8&gt;</b>		
			$\text{Al}(\text{OH})_3$	331.004	27.552
			$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.033	0.0028
			$\text{H}_2\text{O}$	321.885	26.79
			$\text{SiO}_2$	0.033	0.0028
			$\text{CaO}$	0.066	0.006
			$\text{Na}_2\text{O}$	0.863	0.072
			$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	505.728	42.096



			H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	41.757	3.476
<b>Total</b>	8872.423		<b>Total</b>	8872.423	

### III.5. Mixer (M-316)

Fungsi : Untuk mencampur larutan pekat dari tangki pengendap, dari tangki bibit kristal Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>.14H<sub>2</sub>O, dari scrubber, dan mother liquor dari centrifuge



### Neraca Massa Total

$$M_9 + M_{13} + M_{29} + M_{34} = M_{10}$$

#### Keterangan :

M<sub>9</sub> : Massa larutan aluminium sulfat pekat dari evaporator

M<sub>10</sub> : Massa aluminium sulfat *suspense*

M<sub>29</sub> : Massa bibit kristal aluminium sulfat dari cyclone

M<sub>34</sub> : Massa larutan aluminium sulfat dari scrubber

**Diketahui :**

\*Massa komponen pada setiap aliran yang terdapat pada tabel

\*Komponen yang larut dalam air adalah  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$  dan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

\*sedangkan komponen yang lainnya tidak larut dalam air

**Neraca Massa Komponen**

$$M_{\text{Fe}_2\text{O}_3<9>} + M_{\text{Fe}_2\text{O}_3<11>} + M_{\text{Fe}_2\text{O}_3<26>} + M_{\text{Fe}_2\text{O}_3<32>} = M_{\text{Fe}_2\text{O}_3<10>}$$

**Tabel III.5 Neraca Massa Mixer**

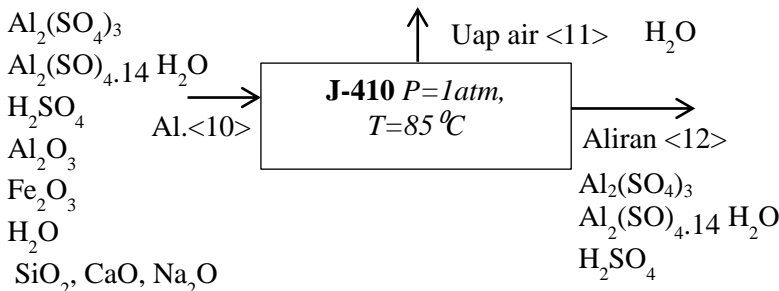
aliran masuk			aliran keluar		
Komp	M (kg/jam)	%wt	Komp	M (kg/jam)	%wt
<b>Hight Purity aluminium sulfat viscous Aliran &lt;9&gt;</b>			<b>Aluminium Sulfat Suspense Aliran &lt;10&gt;</b>		
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	4551.553	59.334	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	4595.238	38.72
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.133	0.0017	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.135	0.001
$\text{H}_2\text{O}$	2739.699	35.715	$\text{H}_2\text{O}$	6892.857	58.08
$\text{SiO}_2$	0.133	0.0017	$\text{SiO}_2$	0.135	0.001
$\text{CaO}$	0.266	0.0035	$\text{CaO}$	0.272	0.002
$\text{Na}_2\text{O}$	3.453	0.045	$\text{Na}_2\text{O}$	3.502	0.030
$\text{H}_2\text{SO}_4$	375.817	4.8992	$\text{H}_2\text{SO}_4$	375.817	3.167
<b>Kristal Aluminium Sulfat dari Cyclone Aliran &lt;29&gt;</b>					
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	64.493	99.85			
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.002	0.003			
$\text{H}_2\text{O}$	0.043	0.067			
$\text{SiO}_2$	0.002	0.003			
$\text{CaO}$	0.003	0.005			
$\text{Na}_2\text{O}$	0.044	0.068			



Slurry Aluminium Sulfat dari Scrubber Aliran <34>					
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	11.381	0.275			
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.0003	7E-06			
$\text{H}_2\text{O}$	4120.926	99.72			
$\text{SiO}_2$	0.0004	1E-05			
$\text{CaO}$	0.0030	7E-05			
$\text{Na}_2\text{O}$	0.0053	1E-04			
<b>total</b>	11867.955		<b>total</b>	11867.955	

### III.6. Crystallizer (J-410)

Fungsi : Sebagai tempat pembentukan kristal  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$



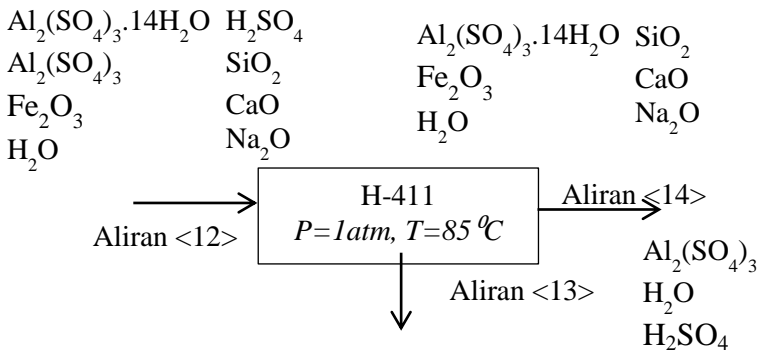
The solubility of g  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3/100\text{g H}_2\text{O}$  in water (Kaj Thomsen, 2009) dan berdasarkan Ullman's adalah sebesar 37.67 kg/100 kg  $\text{H}_2\text{O}$   $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  dalam mother liquor = 37,67%,  $\text{H}_2\text{O}$  = 62,33%.

Tabel III.6 Neraca Massa *Crystallizer*

aliran masuk			aliran keluar		
Komp	M (kg/jam)	%wt	Komp	M (kg/jam)	%wt
<i>Aluminium Sulfate Suspense</i> Aliran <10>			<i>Crystal Aluminium Sulfate with</i> <i>Mother liquor</i> Aliran <12>		
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	4595.23774	38.72	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	1648.903	14.309
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.135	0.0011	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.135	0.001
$\text{H}_2\text{O}$	6892.857	58.08	$\text{H}_2\text{O}$	4377.230	37.986
$\text{SiO}_2$	0.135	0.0011	$\text{SiO}_2$	0.135	0.001
$\text{CaO}$	0.272	0.0023	$\text{CaO}$	0.272	0.002
$\text{Na}_2\text{O}$	3.502	0.0295	$\text{Na}_2\text{O}$	3.502	0.030
$\text{H}_2\text{SO}_4$	375.817	3.1667	$\text{H}_2\text{SO}_4$ sisa	375.817	3.261
			$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ $\cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5117.319	44.408
			<i>Water Vapour</i> uap air <11>		
			$\text{H}_2\text{O}$	344.643	100
<b>total</b>	11867.955		<b>total</b>	11867.955	

### III.7. Centrifuge (H-411)

Fungsi : Untuk memisahkan kristal  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$   
dengan mother liquor



Densitas setiap komponen adalah ( $T = 85^\circ\text{C}$ ):

$$\% \text{H}_2\text{SO}_4 = \frac{375.817}{375.817 + 4377.230} \times 100\% = 7.907 \%$$

$$\rho_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 1.022 \text{ gr/cm}^3 \quad (\text{Perry, hal 2-112}) \quad (\text{fase liquid})$$

$$\% \text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 = \frac{1648.903}{1648.903 + 4377.230} \times 100\% = 27.363 \%$$

$$\rho_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3} = 1.152 \text{ gr/cm}^3 \quad (\text{fase liquid})$$

(software aspen plus)

$$\rho_{\text{Fe}_2\text{O}_3} = 5.240 \text{ gr/cm}^3 \quad (\text{fase solid})$$

$$\rho_{\text{SiO}_2} = 2.650 \text{ gr/cm}^3 \quad (\text{fase solid})$$

$$\rho_{\text{CaO}} = 3.350 \text{ gr/cm}^3 \quad (\text{fase solid})$$

$$\rho_{\text{Na}_2\text{O}} = 2.270 \text{ gr/cm}^3 \quad (\text{fase solid})$$

$$\rho_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}} = 1.690 \text{ gr/cm}^3 \quad (\text{fase solid})$$

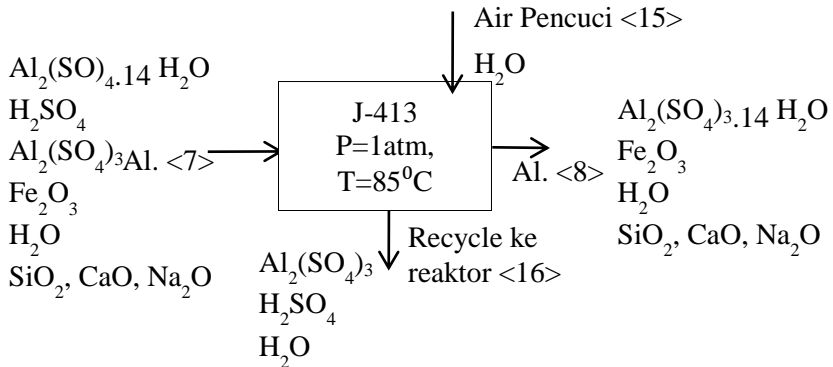
sehingga asumsi komponen yang terikut mother liquor adalah  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ , dan  $\text{H}_2\text{O}$  (yang memiliki densitas kecil (fase liquid)) Mother liquor dari *centrifuge* akan kembali menuju mixer, dengan suhu operasi  $85^\circ\text{C}$ , maka  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  akan menjadi bibit kristal

Tabel III.7 Neraca Massa *Centrifuge*

aliran masuk			aliran keluar		
Komp	M (kg/jam)	%wt	Komp	M (kg/jam)	%wt
<i>Crystal Aluminium Sulfate with Mother liquor aliran &lt;12&gt;</i>			<i>Wet Aluminium Sulfate Crystal with Acid Content Aliran &lt;14&gt;</i>		
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	1648.903	14.309	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5117.319	96.309
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.135	0.0012	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.135	0.003
$\text{H}_2\text{O}$	4377.230	37.986	$\text{H}_2\text{O}$	131.317	2.471
$\text{SiO}_2$	0.135	0.0012	$\text{SiO}_2$	0.135	0.003
$\text{CaO}$	0.272	0.0024	$\text{CaO}$	0.272	0.005
$\text{Na}_2\text{O}$	3.502	0.0304	$\text{Na}_2\text{O}$	3.502	0.067
$\text{H}_2\text{SO}_4$	375.817	3.2614	$\text{H}_2\text{SO}_4$	11.275	0.214
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5117.319	44.408	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	49.467	0.931
			<i>Mother Liquor Aliran &lt;13&gt;</i>		
			$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	1599.435	25.756
			$\text{H}_2\text{O}$	4245.913	68.373
			$\text{H}_2\text{SO}_4$	364.542	5.870
<b>total</b>	11523.312		<b>total</b>	11523.312	

### III.8. Pencucian Produk (J-413)

Fungsi : Untuk memisahkan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{SO}_4$  dari  $\text{H}_2\text{SO}_4$  sisa



### Neraca Massa Total

$$M_{14} + M_{15} = M_{16} + M_{17}$$

#### Keterangan :

- $M_{14}$  : Massa Kristal dan Mother Liquor masuk  
 $M_{15}$  : Massa air pencuci  
 $M_{16}$  : Massa  $\text{H}_2\text{SO}_4$  direcycle ke recycle ke reaktor  
 $M_{17}$  : Massa kristal basah

#### Diketahui :

- \*Larutan pencuci berupa air sebanyak 20% dari bahan masuk
- \*Asumsi  $\text{H}_2\text{SO}_4$  sisa dan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  terikut seluruhnya (100%) ke air pencuci karena air yang digunakan untuk pencucian memiliki jumlah yang jauh lebih besar





Tabel III.8 Neraca Pencucian Produk

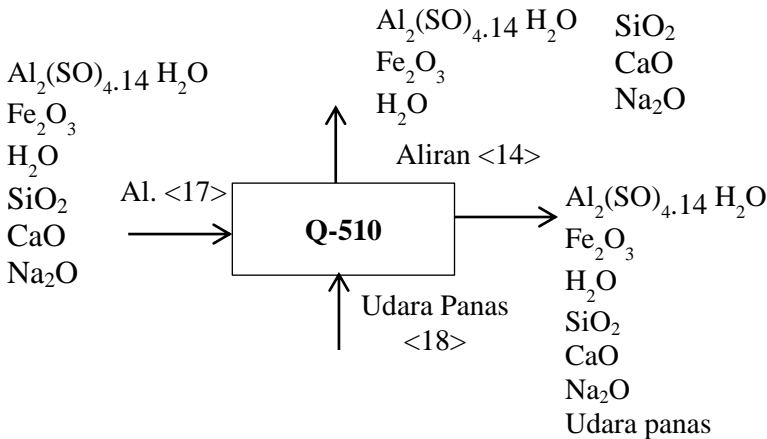
aliran masuk			aliran keluar		
Komp	M (kg/jam)	%wt	Komp	M (kg/jam)	%wt
<b>Wet Aluminium Sulfate Crystal with Acid Content Aliran &lt;14&gt;</b>			<b>Recycle Larutan Aluminium Sulfat ke Reaktor Aliran &lt;16&gt;</b>		
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5117.319	97.214	$\text{H}_2\text{SO}_4$	11.275	1.022
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.135	0.003	$\text{H}_2\text{O}$	1042.263	94.493
$\text{H}_2\text{O}$	131.317	2.495	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	49.467	4.485
$\text{SiO}_2$	0.135	0.003			
$\text{CaO}$	0.272	0.005			
$\text{Na}_2\text{O}$	3.502	0.067			
$\text{H}_2\text{SO}_4$	11.275	0.214			
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	49.467	0.931	<b>Wet Aluminium Sulfate Crystal Free Acid Content Aliran &lt;17&gt;</b>		
<b>Wash Water Aliran &lt;15&gt;</b>			$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5117.319	97.228
$\text{H}_2\text{O}$	1052.791	100	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.135	0.003
			$\text{H}_2\text{O}$	141.845	2.695
			$\text{SiO}_2$	0.135	0.003
			$\text{CaO}$	0.272	0.005
			$\text{Na}_2\text{O}$	3.502	0.067
<b>total</b>	6366.212		<b>total</b>	6366.212	

### III.9. Rotary Dryer (Q-510)

Fungsi : Untuk menguapkan air dan akan menghasilkan produk dengan kandungan air sebesar 0.1%

Departemen Teknik Kimia Industri  
Fakultas Vokasi ITS

Pabrik Aluminium Sulfat [ $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$ ]  
dari Aluminium Hidroksida [ $\text{Al}(\text{OH})_3$ ] dan  
Asam Sulfat [ $\text{H}_2\text{SO}_4$ ] dengan Menggunakan  
Proses Giulini



### Neraca Massa Total

$$M_{17} + M_{18} = M_{19} + M_{25}$$

$$M_{19} = (M_{17} + M_{18}) - (M_{25})$$

### Keterangan :

- $M_{17}$  : Massa kristal aluminium sulfat moist masuk  
 $M_{18}$  : Massa udara panas masuk  
 $M_{19}$  : Massa kristal aluminium sulfat terikut udara kering ke *cyclone*  
 $M_{25}$  : Massa kristal aluminium sulfat dengan kandungan  $\text{H}_2\text{O}$  0.1%

### Diketahui :

- \* $\text{H}_2\text{O}$  pada aliran <25> sebesar 0.1% wt  
 \*Asumsi kristal yang terikut udara menuju *cyclone* sebesar 0.5% berat bahan masuk



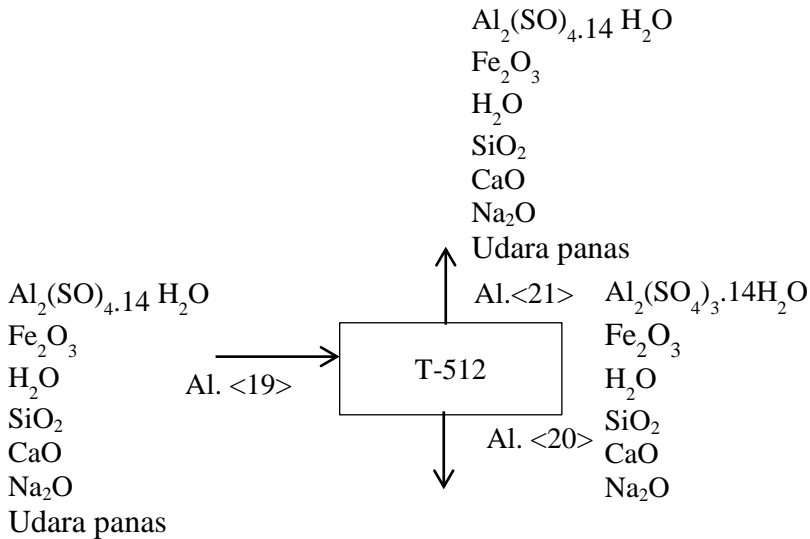
**Tabel III.9 Neraca Massa Rotary Dryer**

aliran masuk			aliran keluar		
Komp	M (kg/jam)	%wt	Komp	M (kg/jam)	%wt
<i>Wet Aluminium Sulfate Crystal Free Acid Content Aliran &lt;17&gt;</i>			<i>Dry Aluminium Sulfate with 0.1% Water Content Aliran &lt;25&gt;</i>		
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5117.319	97.228	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5091.860	99.821
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.135	0.0026	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.134	0.0026
$\text{H}_2\text{O}$ (Maf)	141.845	2.695	$\text{H}_2\text{O}$ (Map)	5.101	0.100
$\text{SiO}_2$	0.135	0.0026	$\text{SiO}_2$	0.134	0.003
$\text{CaO}$	0.272	0.0052	$\text{CaO}$	0.271	0.005
$\text{Na}_2\text{O}$	3.502	0.0665	$\text{Na}_2\text{O}$	3.485	0.068
<b>Hot Air Aliran &lt;18&gt;</b>			<b>Dust Aluminium sulfate Aliran &lt;19&gt;</b>		
$\text{H}_2\text{O}$ (Mai)	52.206	2.344	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	25.459	1.065
Udara Kering	2175.255	97.656	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.001	3E-05
			$\text{SiO}_2$	0.0007	3E-05
			$\text{CaO}$	0.0014	1E-05
			$\text{Na}_2\text{O}$	0.0174	0.0007
			Udara kering	2175.255	91.028
			$\text{H}_2\text{O}$ (Mao)	188.950	7.906
<b>total</b>	7490.669		<b>total</b>	7490.669	



### III.10. Cyclone I (T-512)

Fungsi : Untuk menangkap debu kristal  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$  yang terikut udara kering, dan kristal  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$  akan dikembalikan ke *mixer* sebagai bibit kristal



### Neraca Massa Total

$$M_{19} = M_{20} + M_{21}$$

$$M_{19} = 85 \% \times M_{19} + 15 \% \times M_{19}$$

### Keterangan :

- Massa partikulat kristal aluminium sulfat yang
- $M_{19}$  : terikut udara
- $M_{20}$  : Massa partikulat kristal aluminium sulfat menuju mixer
- $M_{21}$  : Massa partikulat kristal aluminium sulfat menuju scrubber

**Diketahui :**

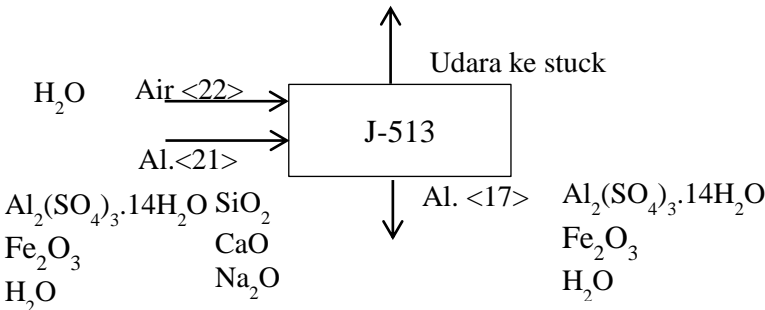
\*asumsi efisiensi cyclone 85% (Patent US4714541)

**Tabel III.10** Neraca Massa Cyclone I

aliran masuk			aliran keluar		
Komp	M (kg/jam)	%wt	Komp	M (kg/jam)	%wt
<i>Dust Aluminium sulfate</i> <b>Aliran &lt;19&gt;</b>			<i>Dust Aluminium Sulfate</i> <b>Recycle to Mixer Aliran &lt;20&gt;</b>		
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	25.459	1.065	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	21.640	99.921
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.0007	3E-05	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.00057	0.003
$\text{SiO}_2$	0.0007	3E-05	$\text{SiO}_2$	0.00057	0.003
$\text{CaO}$	0.0014	6E-05	$\text{CaO}$	0.00115	0.005
$\text{Na}_2\text{O}$	0.0174	0.0007	$\text{Na}_2\text{O}$	0.015	0.068
Udara kering	2175.255	91.028	<i>Dust Aluminium Sulfate to Scrubber Aliran &lt;21&gt;</i>		
$\text{H}_2\text{O}$	188.950	7.906	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	3.819	0.161
			$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.0001	4E-06
			$\text{SiO}_2$	0.0001	9E-06
			$\text{CaO}$	0.0002	0.0001
			$\text{Na}_2\text{O}$	0.0026	4E-06
			Udara kering	2175.255	91.860
			$\text{H}_2\text{O}$	188.950	7.978
<b>total</b>	2389.684		<b>total</b>	2389.684	

**III.11. Scrubber I (J-513)**

Fungsi : Untuk memisahkan partikulat kristal dan uap air dengan udara



Neraca Massa Total

M<sub>21</sub> + M<sub>22</sub> = M<sub>23</sub> + M<sub>24</sub>

Keterangan :

- M<sub>21</sub> : Massa partikulat kristal aluminium sulfat dari cyclone
- M<sub>22</sub> : Massa air scrub masuk
- M<sub>23</sub> : Massa partikulat kristal aluminium sulfat menuju mixer
- M<sub>24</sub> : Massa udara menuju atmosfer

- \* Asumsi air scrub 2 m<sup>3</sup>/1000 m<sup>3</sup> gas
- \* Asumsi partikel aluminium sulfat terscrub seluruhnya tidak ada yang terikut ke udara

Tabel III.11 Neraca Massa Scrubber I

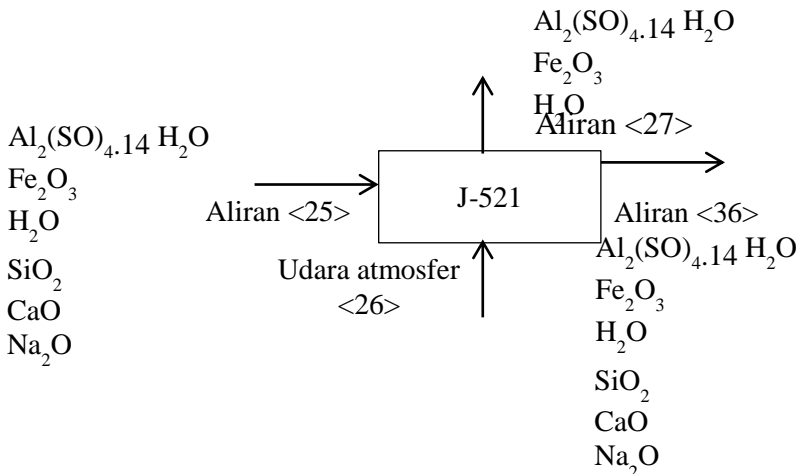
aliran masuk			aliran keluar		
Komp	M (kg/jam)	%wt	Komp	M (kg/jam)	%wt
Dust Aluminium Sulfate to Scrubber Aliran <21>			Aluminium Sulfate Liquor Aliran <23>		
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	3.819	0.161	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	3.819	0.084
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.00010	4E-06	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.00010	2E-06



SiO <sub>2</sub>	0.00010	4E-06	SiO <sub>2</sub>	0.00010	2E-06
CaO	0.00020	9E-06	CaO	0.00020	4E-06
Na <sub>2</sub> O	0.00261	0.0001	Na <sub>2</sub> O	0.00261	6E-05
Udara kering	2175.255	91.859	H <sub>2</sub> O	4519.326	99.916
H <sub>2</sub> O	188.924	7.979	<b>Air Aliran &lt;24&gt;</b>		
<b>Scrubbing Water Aliran &lt;22&gt;</b>			Udara kering	2175.255	100
H <sub>2</sub> O	4330.376	100			
<b>total</b>	<b>6698.402</b>		<b>total</b>	<b>6698.402</b>	

### III.12. Rotary Cooler (J-521)

Fungsi : Untuk mendinginkan kristal dari suhu 50°C menjadi 40°C



### Neraca Massa Total

$$M_{25} + M_{26} = M_{27} + M_{36}$$

### Keterangan :

$M_{25}$  : Massa kristal aluminium sulfat panas masuk



- $M_{26}$  : Massa udara panas masuk  
 Massa kristal aluminium sulfat yang terikut ke  
 $M_{27}$  : cyclone  
 $M_{36}$  : Massa kristal aluminium sulfat dingin keluar

**Diketahui:**

\*Asumsi kristal yang terikut udara menuju cyclone sebesar 1% berat bahan masuk

$$M_{27} = (M_{25} + M_{26}) - (M_{36})$$

\*Gas untuk cooling, diasumsikan 33°C

\*Asumsi tidak ada uap air yang terkondensasi dan air yang menjadi uap

**Tabel III.12** Neraca Massa *Rotary Cooler*

aliran masuk			aliran keluar		
Komponen	M (kg/jam)	%wt	Komponen	M (kg/jam)	%wt
<b>Hot Aluminium Sulfate Crystal with 0.1% water content Aliran &lt;25&gt;</b>			<b>Cold Aluminium Sulfate Crystal with 0.1% water content Aliran &lt;36&gt;</b>		
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5091.860	99.821	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5041.445	99.821
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.134	0.0026	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.133	0.003
$\text{H}_2\text{O}$	5.101	0.1005	$\text{H}_2\text{O}$	5.050	0.100
$\text{SiO}_2$	0.134	0.0026	$\text{SiO}_2$	0.133	0.003
$\text{CaO}$	0.271	0.0053	$\text{CaO}$	0.268	0.005
$\text{Na}_2\text{O}$	3.485	0.0683	$\text{Na}_2\text{O}$	3.450	0.068
<b>Hot Air Aliran &lt;26&gt;</b>			<b>Aliran &lt;27&gt;</b>		
Udara	2133.946	97.656	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	50.414	2.255
$\text{H}_2\text{O}$	51.215	2.344	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.001	0.000
			$\text{H}_2\text{O}$	0.051	0.002

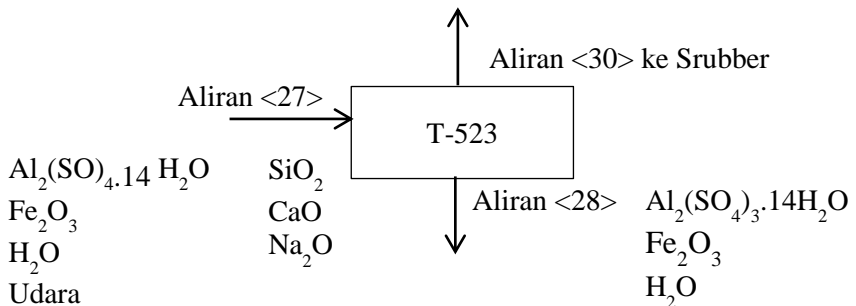




			SiO <sub>2</sub>	0.001	0.00006
			CaO	0.003	0.00012
			Na <sub>2</sub> O	0.035	0.002
			Udara kering	2133.946	95.450
			H <sub>2</sub> O	51.215	2.291
<b>total</b>	7286.146		<b>total</b>	7286.146	

### II.13. Cyclone II (T-523)

Fungsi : Untuk menangkap debu kristal  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$  yang terikut udara kering, dan kristal  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$  akan dikembalikan ke mixer sebagai bibit kristal



### Neraca Massa Total

$$M_{27} = M_{28} + M_{30}$$

#### Keterangan :

$M_{27}$  : Massa partikulat kristal aluminium sulfat dari cooling

$M_{28}$  : Massa partikulat kristal aluminium sulfat ke scrubber



$M_{30}$  : Massa partikulat kristal aluminium sulfat ke mixer

**Diketahui :**

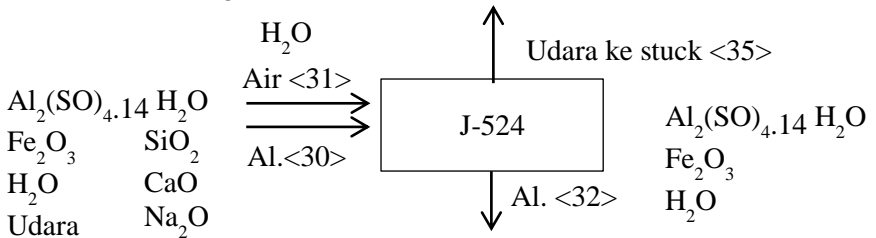
asumsi efisiensi cyclone 85% (US Patent 4714541)

**Tabel III.13** Neraca Massa Cyclone II

aliran masuk			aliran keluar		
Komponen	M (kg/jam)	%wt	Komponen	M (kg/jam)	%wt
<i>Dust Aluminium sulfate Aliran &lt;27&gt;</i>			<i>Dust Aluminium sulfate Recycle to Mixer Aliran &lt;28&gt;</i>		
$Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$	50.414	2.255	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$	42.852	99.821
$Fe_2O_3$	0.001	6E-05	$Fe_2O_3$	0.0011	0.0026
$H_2O$ kristal	0.051	0.002	$H_2O$ kristal	0.043	0.100
$SiO_2$	0.001	0.00006	$SiO_2$	0.001	0.003
$CaO$	0.003	0.0012	$CaO$	0.002	0.005
$Na_2O$	0.035	0.002	$Na_2O$	0.029	0.068
Udara kering	2133.946	95.450	<i>Dust Aluminium sulfate to Scrubber Aliran &lt;30&gt;</i>		
$H_2O$	51.215	2.291	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$	7.562	0.345
			$Fe_2O_3$	0.0002	9E-06
			$SiO_2$	0.0002	9E-06
			$CaO$	0.0004	2E-05
			$Na_2O$	0.0052	0.0002
			Udara kering	2133.946	97.319
			$H_2O$	51.215	2.336
			$H_2O$ kristal	0.008	0.000
<b>total</b>	2235.666		<b>total</b>	2235.666	

**III.14. Scrubber II (J-524)**

Fungsi : Untuk memisahkan partikulat kristal dan uap air dengan udara



Air yang digunakan untuk scrubber berkisar  $0.67\text{--}1,4 \text{ m}^3/1000 \text{ m}^3 \text{ gas}$

Asumsi air scrub  $2 \text{ m}^3/1000 \text{ m}^3 \text{ gas}$   
(Othmer, volume 1)

Gas dari cyclone =  $1705.682 \text{ m}^3$

V air scrub =  $\frac{\text{jumlah gas yang akan di scrub} \times \text{Vair}}{1000 \text{ m}^3 \text{ gas}}$

**Tabel III.14** Neraca Massa Scrubber II

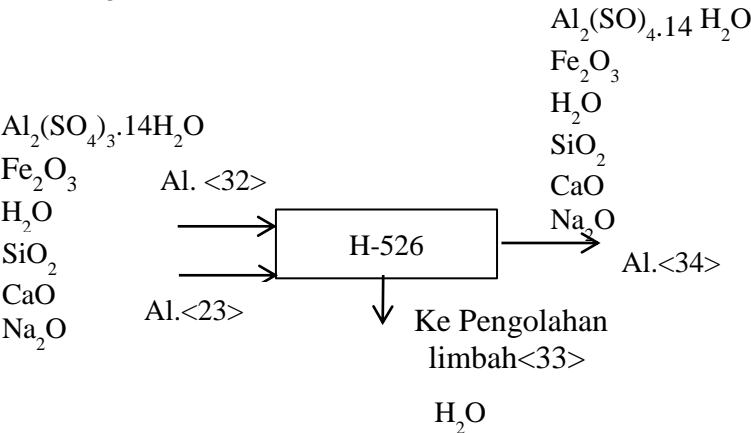
aliran masuk			aliran keluar		
Komponen	M (kg/jam)	%wt	Komponen	M (kg/jam)	%wt
<b>Dust Aluminium sulfat Aliran &lt;30&gt;</b>			<b>Aluminium sulfate liquor Aliran &lt;32&gt;</b>		
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	7.562	0.345	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	7.562	0.219
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.0002	9E-06	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.0002	6E-06
$\text{SiO}_2$	0.0002	9E-06	$\text{SiO}_2$	0.0002	6E-06
$\text{CaO}$	0.0004	2E-05	$\text{CaO}$	0.0004	1E-05
$\text{Na}_2\text{O}$	0.0052	0.0002	$\text{Na}_2\text{O}$	0.0052	0.0001
Udara kering	2133.946	97.319	$\text{H}_2\text{O}$	3446.799	99.781



H <sub>2</sub> O	51.222	2.336	Air to Stuck Aliran <35>		
Scrubbing Water Aliran <31>			Udara kering	2133.946	100
H <sub>2</sub> O	3395.576	100			
total	5588.313		total	5588.313	

III.15. Clarifier Penampung Liquor (H-526)

Fungsi : Untuk memisahkan partikulat kristal dan uap air dengan udara



Neraca Massa Total

$$M_{23} + M_{32} = M_{34} + M_{33}$$

Keterangan :

- M<sub>23</sub> : Massa liquor aluminium sulfat dari scrubber I
- M<sub>32</sub> : Massa liquor kristal aluminium sulfat dari scrubber II
- M<sub>33</sub> : Massa air limbah keluar scrubber
- M<sub>34</sub> : Massa slurry aluminium sulfat menuju mixer

**Neraca Massa Komponen  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$** 

$$M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <23>} + M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <32>} =$$

$$M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <33>} + M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <34>}$$

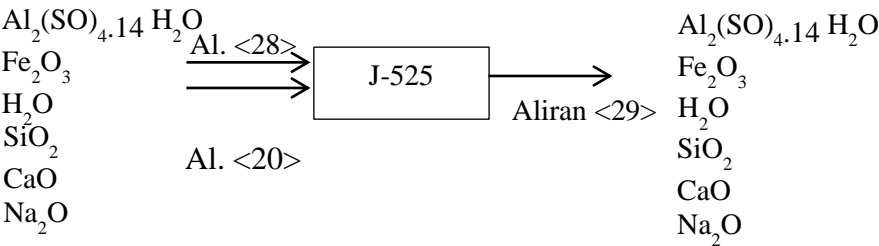
**Tabel III.15** Neraca Massa Tangki Penampung

aliran masuk			aliran keluar		
Komponen	M (kg/jam)	%wt	Komponen	M (kg/jam)	%wt
<i>Aluminium sulfate liquor from Scrubber II Aliran &lt;32&gt;</i>			<i>Aluminium sulfate liquor to Mixer Aliran &lt;34&gt;</i>		
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	7.562	0.219	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	11.381	0.275
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.0002	6E-06	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.0003	7E-06
$\text{SiO}_2$	0.0002	6E-06	$\text{SiO}_2$	0.0003	7E-06
$\text{CaO}$	0.0004	1E-05	$\text{CaO}$	0.0006	1E-05
$\text{Na}_2\text{O}$	0.0052	0.0001	$\text{Na}_2\text{O}$	0.0078	0.0002
$\text{H}_2\text{O}$	3446.799	99.781	$\text{H}_2\text{O}$	4120.926	99.724
<i>Aluminium sulfate liquor from Scrubber I Aliran &lt;23&gt;</i>			<i>Waste Water Aliran &lt;33&gt;</i>		
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	3.819	0.0844	$\text{H}_2\text{O}$	3845.198	100
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.00010	2E-06			
$\text{SiO}_2$	0.00010	2E-06			
$\text{CaO}$	0.00020	4E-06			
$\text{Na}_2\text{O}$	0.00261	6E-05			
$\text{H}_2\text{O}$	4519.326	99.916			
<b>total</b>	<b>7977.513</b>		<b>total</b>	<b>7977.513</b>	



III.16. Conveyor Belt (J-525)

Fungsi : Untuk mengangkut partikulat kristal aluminium sulfat dari *cyclone* I dan *cyclone* II menuju *mixer* sebagai bibit kristal



Neraca Massa Total

$M_{20} + M_{28} = M_{29}$

Keterangan

- $M_{20}$  : Massa kristal aluminium sulfat dari *cyclone* I
- $M_{28}$  : Massa kristal aluminium sulfat dari *cyclone* II
- $M_{29}$  : Massa kristal aluminium sulfat menuju *mixer*

Neraca Massa Komponen  $Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$

$M_{Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O <20>} + M_{Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O <28>} = M_{Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O <29>}$

Tabel III.16 Neraca Massa Conveyor Belt

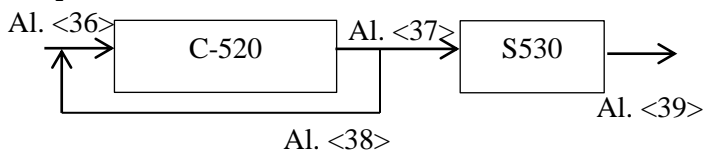
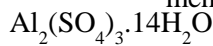
aliran masuk			aliran keluar		
Komponen	M (kg/jam)	%wt	Komponen	M (kg/jam)	%wt
<i>Dust Aluminium sulfate from Cyclone I Aliran &lt;28&gt;</i>			<i>Dust Aluminium sulfate to Mixer Aliran &lt;29&gt;</i>		
$Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$	42.852	99.821	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$	64.493	99.854
$Fe_2O_3$	0.0011	0.003	$Fe_2O_3$	0.002	0.003
$H_2O$	0.043	0.100	$SiO_2$	0.002	0.003
$SiO_2$	0.001	0.003	$CaO$	0.003	0.005



CaO	0.002	0.005	Na <sub>2</sub> O	0.044	0.068
Na <sub>2</sub> O	0.029	0.068	H <sub>2</sub> O	0.043	0.067
<b>Dust Aluminium sulfate from Cyclone II Aliran &lt;28&gt;</b>					
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	21.640	99.921			
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.00057	0.0026			
SiO <sub>2</sub>	0.00057	0.0026			
CaO	0.00115	0.0053			
Na <sub>2</sub> O	0.01481	0.0684			
H <sub>2</sub> O	0	0.000			
<b>total</b>	<b>64.587</b>		<b>total</b>	<b>64.587</b>	

### III.17. Ball Mills (C-520 )dan Screen 12 Mesh (S-530)

Fungsi : Untuk menghaluskan produk aluminium sulfat dan menghasilkan produk dengan ukuran 12 mesh



### Neraca Massa Total Ball Mills

$$M_{36} + M_{38} = M_{37}$$

### Neraca Massa Total Screen

$$M_{37} = M_{38} + M_{39}$$

$$M_{36} + M_{38} = M_{37}$$



$$M_{36} + M_{38} = M_{37} + M_{39}$$

$$M_{36} = M_{39}$$

$$M_{38} = M_{37} - M_{36}$$

**Keterangan :**

$M_{36}$  : Massa produk aluminium sulfat yang akan di haluskan (kasar)

$M_{37}$  : Massa produk aluminium sulfat halus

$M_{38}$  : Massa produk aluminium sulfat *oversize*

$M_{39}$  : Massa produk aluminium sulfat *onsize*

**Diketahui :**

\*asumsi produk aluminium sulfat yang lolos screen adalah 85%

(Screen Capacity Calculation, by Larry Olsen and Bob Carnes)

**Tabel III.17** Neraca Massa Ball Mills dan Screen 12 Mesh Ball Mills

aliran masuk			aliran keluar		
Komp	M (kg/jam)	%wt	Komp	M (kg/jam)	%wt
<b><i>Dry Crystal Aluminium Sulfate Product Ground Aliran &lt;36&gt;</i></b>			<b><i>Dry Crystal Aluminium Sulfate Product Coarse Aliran &lt;37&gt;</i></b>		
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5041.445	99.821	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5931.112	99.821
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.133	0.0026	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.156	0.003
$\text{H}_2\text{O}$	5.050	0.1	$\text{SiO}_2$	0.156	0.003
$\text{SiO}_2$	0.133	0.0026	$\text{CaO}$	0.315	0.005
$\text{CaO}$	0.268	0.0053	$\text{Na}_2\text{O}$	4.059	0.068
$\text{Na}_2\text{O}$	3.450	0.0683	$\text{H}_2\text{O}$	5.942	0.100
<b><i>Dry Crystal Aluminium Sulfate Product Over Size Aliran &lt;38&gt;</i></b>					





$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	889.667	99.821			
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.023	0.0026			
$\text{SiO}_2$	0.023	0.0026			
$\text{CaO}$	0.047	0.0053			
$\text{Na}_2\text{O}$	0.609	0.0683			
$\text{H}_2\text{O}$	0.891	0.1			
total	5941.741		total	5941.741	

### Screen

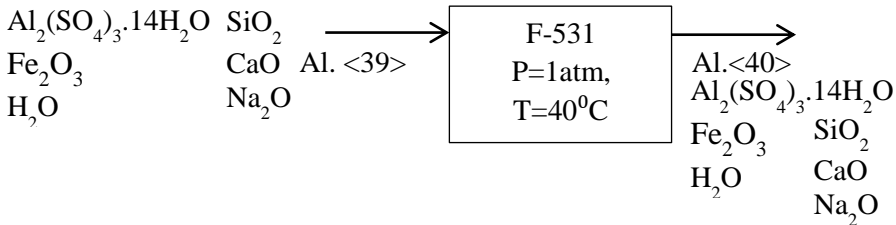
aliran masuk			aliran keluar		
Komponen	M (kg/jam)	%wt	Komponen	M (kg/jam)	%wt
<i>Dry Crystal Aluminium Sulfate Product Coarse Aliran &lt;37&gt;</i>			<i>Dry Crystal Aluminium Sulfate Product On Size Aliran &lt;39&gt;</i>		
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5931.112	99.821	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5041.445	99.821
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.156	0.003	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.133	0.0026
$\text{H}_2\text{O}$	0.156	0.003	$\text{H}_2\text{O}$	0.891	0.1
$\text{SiO}_2$	0.315	0.005	$\text{SiO}_2$	0.023	0.0026
$\text{CaO}$	4.059	0.068	$\text{CaO}$	0.047	0.0053
$\text{Na}_2\text{O}$	5.942	0.100	$\text{Na}_2\text{O}$	0.609	0.0683
			<i>Dry Crystal Aluminium Sulfate Product Over Size aliran &lt;38&gt;</i>		
			$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	889.667	99.821
			$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.023	0.0026
			$\text{SiO}_2$	0.023	0.003
			$\text{CaO}$	0.047	0.001
			$\text{Na}_2\text{O}$	0.609	0.0683
			$\text{H}_2\text{O}$	0.891	0.1



<b>total</b>	5941.741		<b>total</b>	5941.741	
--------------	----------	--	--------------	----------	--

### III.18. Tangki Penyimpanan (F-531)

Fungsi : Untuk menampung dan menyimpan aluminium sulfat yang dihasilkan



### Neraca Massa Total

$$M_{39} = M_{40}$$

#### Keterangan

$M_{39}$  : Massa produk aluminium sulfat masuk tangki penyimpanan

$M_{40}$  : Massa produk aluminium sulfat yang siap di distribusikan

**Tabel III.18** Neraca Massa Tangki Penyimpanan

aliran masuk			aliran keluar		
Kom	M (kg/jam)	%wt	Komp	M (kg/jam)	%wt
<i>Dry Crystal Aluminium Sulfate Product Aliran &lt;39&gt;</i>			<i>Dry Crystal Aluminium Sulfate Product Aliran &lt;39&gt;</i>		
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5041.445	99.821	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5041.445	99.821
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.133	0.03	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.133	0.03
$\text{SiO}_2$	0.133	0.03	$\text{SiO}_2$	0.133	0.03
$\text{CaO}$	0.268	0.005	$\text{CaO}$	0.268	0.005
$\text{Na}_2\text{O}$	3.450	0.0068	$\text{Na}_2\text{O}$	3.450	0.0068
$\text{H}_2\text{O}$	5.050	0.1	$\text{H}_2\text{O}$	5.050	0.1
<b>total</b>	5050.480		<b>total</b>	5050.480	



Perhitungan % berat setiap komponen dalam produk

$$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} = \frac{\text{total Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}}{\text{total produk}} \times 100 \%$$

Komponen	berat (ton)	% berat
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5.041	99.821
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.0001	0.003
$\text{SiO}_2$	0.0001	0.003
$\text{CaO}$	0.0003	0.005
$\text{Na}_2\text{O}$	0.003	0.068
$\text{H}_2\text{O}$	0.005	0.100

$$\% \text{ wt Al}_2\text{O}_3 = \frac{\text{berat Al}_2\text{O}_3}{\text{berat sumber Al}_2\text{O}_3} \times 100\%$$

pada

$$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} = \frac{\text{berat Al}_2\text{O}_3}{\text{berat Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}} \times 100\%$$

$$= \frac{102}{594} \text{ gr} \times 100 \%$$
$$= 17.17 \%$$

$$\begin{aligned} \text{massa Al}_2\text{O}_3 &= \% \text{ wt Al}_2\text{O}_3 \times \text{Berat Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} \\ &= 17.17 \% \times 5041.445 \text{ kg} \\ &= 865.703 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% \text{ wt Al}_2\text{O}_3 \text{ pada aliran } <40> &= \frac{\text{berat Al}_2\text{O}_3}{\text{berat total aliran } <5>} \times 100\% \\ &= \frac{865.703}{5050.480} \times 100\% \\ &= 17.141\% \end{aligned}$$

## BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas = 40.000 ton/tahun  
5050.505 kg/jam

Waktu Operasi = 303 hari

Satuan Panas = kkal

Suhu Refrensi = 25°C = 298K

$$\Delta H = m \int_{T_{ref}}^T C_p dT$$

**Tabel IV.1** Data Kapasitas Panas (cp) H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dan H<sub>2</sub>O

$$C_p = a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^2$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = \int_{298}^T C_p dT \text{ (J/gmol K)}$$

Komponen	a	b	C	d	$\int_{25}^T C_p dT \text{ (J/gmol K)}$
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (l)	139,1	15,59x10 <sup>-2</sup>	-	-	$a(T - 298) + \frac{1}{2} b (T^2 - 298^2)$
H <sub>2</sub> O (l)	18,2964	47,212x10 <sup>-2</sup>	-133,88x10 <sup>-5</sup>	1314,2x10 <sup>-9</sup>	$a(T - 298) + \frac{1}{2} b (T^2 - 298^2) + \frac{1}{3} c (T^3 - 298^3) + \frac{1}{4} d (T^4 - 298^4)$

(sumber: Himmelblau ed.5<sup>th</sup> Appendix E)

**Tabel IV. 2** Data Kapasitas Panas (cp) komponen

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT = \int_{298}^T C_p dT \text{ (cal /gmol K)}$$

Komponen	Cp (cal / gmolK)	$\int_{298}^T C_p dT \text{ (cal /gmol K)}$
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (s)	24.72 + 0.01604T - 423400/T <sup>2</sup>	$24.72(T - 298) + \frac{1}{2} x 0.01604(T^2 - 298) + \frac{423400}{T-298}$
SiO <sub>2</sub> (s)	10.87 + 0.008712T - 241200/T <sup>2</sup>	$10.87(T - 298) + \frac{1}{2} x 0.008712(T^2 - 298) + \frac{241200}{T-298}$



CaO (s)	$10.00 + 0.00484T - 108000/T^2$	$10.00(T - 298) + \frac{1}{2}x + \frac{108000}{T-298}$
---------	---------------------------------	--------------------------------------------------------

(sumber: *Perry ed.8<sup>th</sup> Tabel 2-151*)**Tabel IV. 3** Data Kapasitas Panas (cp) komponenValue for Modified Kopp's Rule: Atomic Heat Capacity at 20°C  
(cal/gmol°C)

Element	Solids	Liquids
C	1,8	2,8
H	2,3	4,3
B	2,7	4,7
Si	3,8	5,8
O	4	6
F	5	7
P or S	5,4	7,4
All other	6,2	8

(sumber: *Himmelblau ed.5<sup>th</sup> Tabel 4.2 Hal 384*)

Dari table Kopp's Rule, maka didapat nilai kapsitas panas (cp) komponen adalah sebagai berikut :

Komponen	Cp (cal/gmol°C)
Al(OH) <sub>3</sub>	25,1
Na <sub>2</sub> O	16,4
Al <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	76,6
Al <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> .14H <sub>2</sub> O	169,4

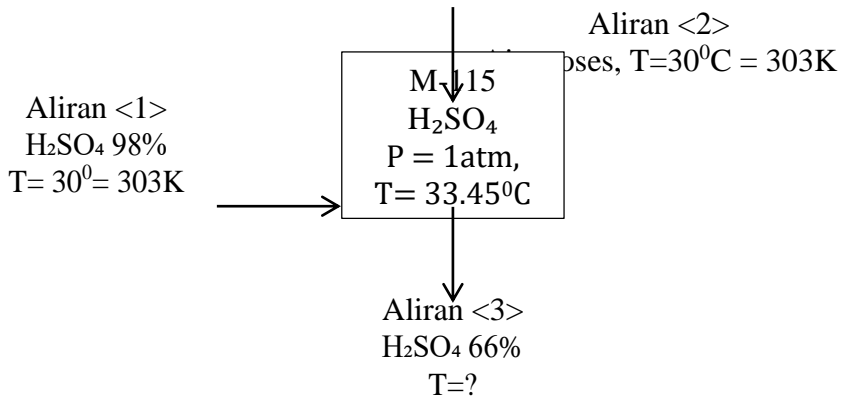
**Tabel IV.4** Panas Pembentukan Standar ΔH<sub>f</sub> (kcal / mol) pada  
25°C, 1 atm

Komponen	ΔH <sub>f</sub> (kcal / mol)
Al(OH) <sub>3</sub> (s)	-304,8
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (l)	-811,32
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> (l)	-820,99
H <sub>2</sub> O (l)	285,84

(sumber: *Perry 8th table 2-178*)

**1. Tangki Pengenceran  $H_2SO_4$  (M-115)**

Fungsi : Pengenceran  $H_2SO_4$  98% menjadi 66% (didasarkan pada perhitungan contoh soal No. 1 di US3226188 yang selanjutnya akan masuk reaktor

**Neraca Panas Total**

Dari perhitungan menggunakan metode goal seek didapatkan temperature pada aliran 3 sebesar 32.26<sup>0</sup>C = 305.36K

Persamaan neraca panas :

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H \text{ solution}$$

Untuk nilai Q :

$$Q = \Delta H = \Delta H \text{ out} - \Delta H \text{ in} + \Delta H \text{ solution}$$

Q bernilai (-) berarti panas harus dihilangkan dengan cara menambahkan pendingin. (Geankoplis, 2003)

Oleh karena itu, persamaan neraca panas total menjadi :

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 + (\text{massa cw in} \times c_p) = \Delta H_3 + \Delta H \text{ solution} + (\text{massa cw out} \times c_p)$$

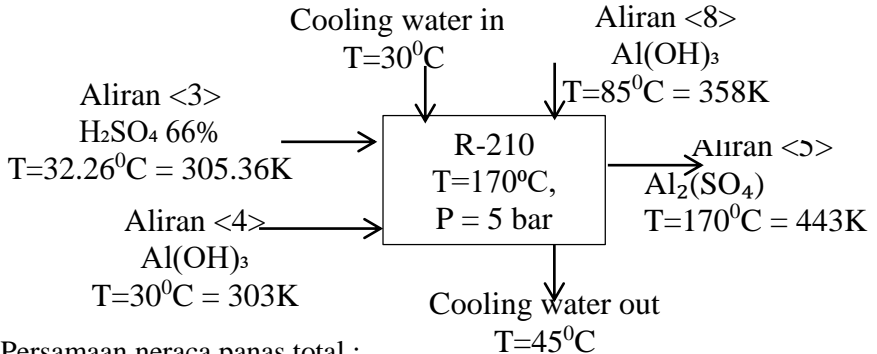
**Tabel IV.5 Neraca Panas Tangki Pengenceran  $\text{H}_2\text{SO}_4$** 

Masuk		Keluar	
Komponen	$\Delta H$ (kkal/jam)	Komponen	$\Delta H$ (kkal/jam)
<b>Aliran 1 <math>\text{H}_2\text{SO}_4</math> 98%</b>		<b>Aliran 3 <math>\text{H}_2\text{SO}_4</math> 66%</b>	
$\text{H}_2\text{SO}_4$	5654.1	$\text{H}_2\text{SO}_4$	9574
$\text{H}_2\text{O}$	245.57	$\text{H}_2\text{O}$	10619
<b>Aliran 2 water proses</b>		<b>Panas pelarutan</b>	
$\text{H}_2\text{O}$	5953.3832	$\Delta H$ solution	-98737
<b>Cooling water in</b>		<b>Cooling water out</b>	
$\text{H}_2\text{O}$	29143	$\text{H}_2\text{O}$	119540
<b>Total</b>	40996	<b>Total</b>	38.634.352.2436



## 2. Reaktor (R-210)

Fungsi : Untuk mereaksikan  $\text{Al}(\text{OH})_3$  dengan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  membentuk  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$



Persamaan neraca panas total :

$$\Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_8 + \Delta H_{\text{cw,in}} = \Delta H_5 + \Delta H_{\text{rxnT}} + \Delta H_{\text{cw,out}}$$

**Tabel IV.6** Neraca Panas Total

Masuk		Keluar	
Komponen	$\Delta H$ (kkal/jam)	Komponen	$\Delta H$ (kkal/jam)
<b>Aliran 3 <math>\text{H}_2\text{SO}_4</math> 66%</b>		<b>Aliran 5 <math>\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3</math></b>	
$\text{H}_2\text{SO}_4$	8224	$\text{Al}(\text{OH})_3$	6392.56
$\text{H}_2\text{O}$	9098	$\text{H}_2\text{O}$	472459
<b>Aliran 4 <math>\text{Al}(\text{OH})_3</math></b>		$\text{Fe}_2\text{O}_3$	6.82143
$\text{Al}(\text{OH})_3$	2130.8	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	67928
$\text{H}_2\text{O}$	337.06	$\text{SiO}_2$	13.3806
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	52.27	$\text{CaO}$	14.7724
$\text{SiO}_2$	106.76	$\text{Na}_2\text{O}$	68.5211
$\text{CaO}$	102.57	$\text{H}_2\text{SO}_4$	11616.2

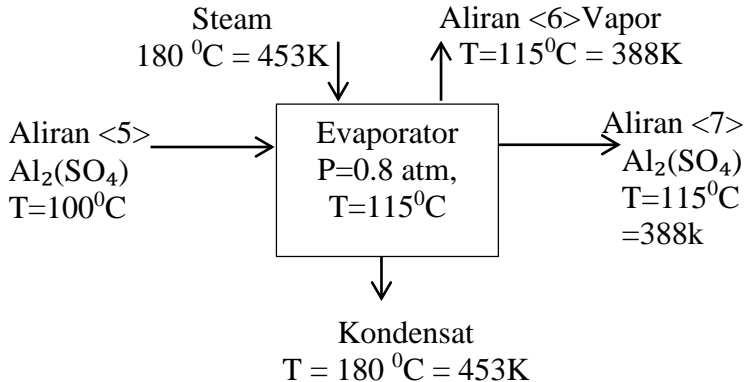


## IV-6



## BAB IV Neraca Panas

Na <sub>2</sub> O	4.568	<b>Panas Reaksi</b>	
<b>Aliran 8</b>		$\Delta H_{rxnt}$	-344126
Al(OH) <sub>3</sub>	6392.5	<b>Cooling water</b>	
H <sub>2</sub> O	19294	Cw in	227026
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	1.364286		
SiO <sub>2</sub>	2.6761		
CaO	2.9544		
Na <sub>2</sub> O	13.704		
(Al <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	6792.8		
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	20979		
<b>Aliran 13</b>			
H <sub>2</sub> O	254505		
(Al <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	21483		
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	10141		
<b>Aliran 16</b>			
H <sub>2</sub> O	14870		
(Al <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	3460		
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	74.275		
<b>Cooling water in</b>			
H <sub>2</sub> O	55348		
<b>Total</b>	437782	<b>Total</b>	437782

**4. Evaporator (V-310)**Fungsi : Untuk memekatkan larutan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ 

Persamaan neraca panas total :

$$\Delta H_5 + \Delta H_{\text{steam}} = \Delta H_7 + \Delta H_6 + \Delta H_{\text{kondensat}}$$

**Tabel IV.7 Neraca Panas Total Evaporator (V-310)**

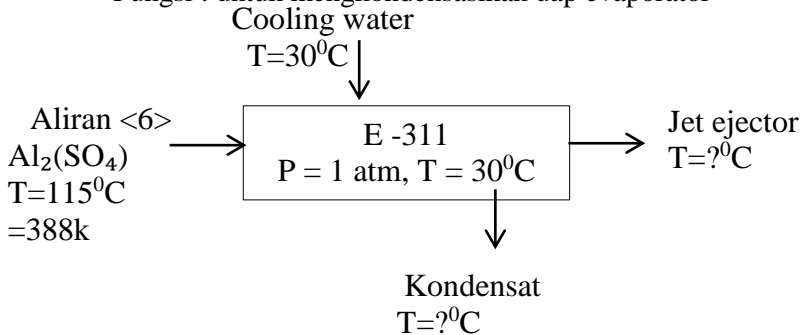
Masuk				Keluar			
Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg K)	$\Delta T$ (K)	Komponen	Massa (kg)	Cp (kkal/kg K)	$\Delta T$ (K)
Aliran 5 Feed $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$				Aliran 7 Liquid $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$			
$\text{Al}(\text{OH})_3$	331	0.0183	15	$\text{Al}(\text{OH})_3$	331.004	0.018	15
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.166	3.667		$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	5057.28	0.194	
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	5057.2	0.19		$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.166	3.729	
$\text{SiO}_2$	0.166	5.888		$\text{SiO}_2$	0.166	6.013	
$\text{CaO}$	0.332	1.137		$\text{CaO}$	0.332	1.137	
$\text{Na}_2\text{O}$	4.31	0.00019		$\text{Na}_2\text{O}$	4.316	0.000196	
$\text{H}_2\text{SO}_4$	417.57	0.03		$\text{H}_2\text{SO}_4$	417.5	0.018	
Total	5810.8	0.247	15	Total	5810.8	0.248	15
$\Delta H_5 = F \times c_{pf} \times \Delta T$			580526	$\Delta H_7 = L \times c_{pl} \times \Delta T$			253391.58
				Aliran 6 Vapour			
				Vapor	4900.88	645.0047	3161093
Komponen	Massa (kg)	Hv	$\Delta H$	Komponen	Massa (kg)	Hv	$\Delta H$
Aliran Steam				Aliran Kondensat			
Steam	5889.7	663.552	39081	Kondensat	5889.76	182.385	1074



		64			206
	Total $\Delta H_{\text{steam}}$	390816		Total $\Delta H_{\text{kondensat}}$	1074206
	Total $\Delta H_{\text{out}}$	448869		Total $\Delta H_{\text{in}}$	4488691

### 5. Barometrik Kondensat (E-311)

Fungsi : untuk mengkondensasikan uap evaporator



Persamaan Neraca Panas Total :

$\Delta H_6 + \Delta H \text{ cooling water} = \Delta H_{\text{hot water}} + (\Delta H_{\text{steam}} + \Delta H_{\text{steam kondensat}})$

Dari hasil perhitungan didapatkan temperature kondensat sebesar  $106^{\circ}\text{C}$ .

Menurut Hugot (1986), temperature cooling water in = temperature uap mneinggalkan kondensar untuk jenis barometric tipe counter current. Jadi temperature uap menuju jet ejector =  $30^{\circ}\text{C}$

**Tabel IV.8** Neraca Panas Total Barometrik Kondensat (E-311)

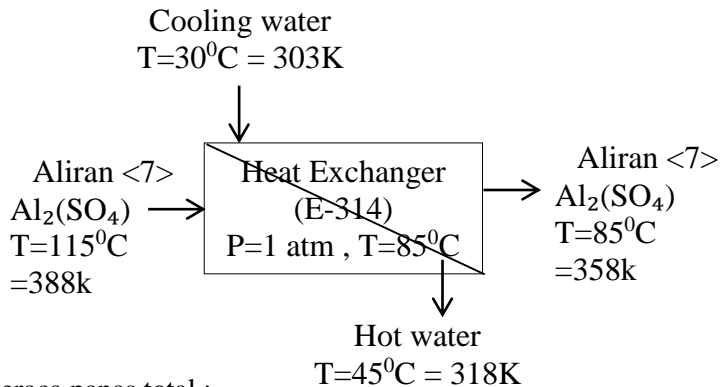
Masuk		Keluar	
Komponen	$\Delta H$ (kkal/jam)	Komponen	$\Delta H$ (kkal/jam)
Aliran 6 vapor		Aliran ke steam jet ejector	
Vapor	2810005	Vapor	571668
Aliran cooling water		Kondensat	2286674



Cooling water	93316.7	<b>Aliran kondensat</b>	
		kondensat	44979
<b>Total</b>	290332	<b>Total</b>	290332

### 6. Cooler (E-314)

Fungsi: Untuk menurunkan suhu larutan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  dari suhu  $115^\circ\text{C}$  menjadi  $85^\circ\text{C}$



Persamaan neraca panas total :

$$\Delta H_{7 \text{ in}} + \Delta H_{\text{cooling water}} = \Delta H_{\text{hot water}} + \Delta H_{7 \text{ out}}$$

**Tabel IV.9** Neraca Panas Cooler E-314

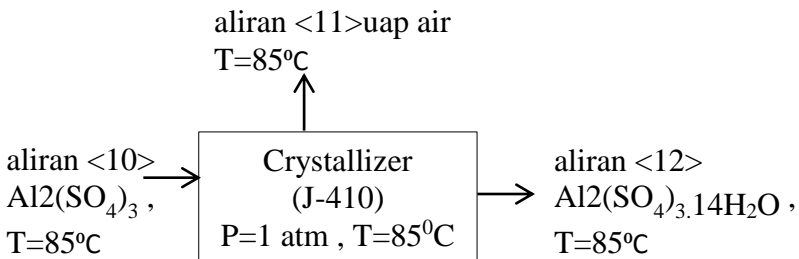
Masuk		Keluar	
Komponen	$\Delta H$ (kkal/jam)	Komponen	$\Delta H$ (kkal/jam)
<b>Aliran 7</b> $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$		<b>Aliran 7</b> $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	
$\text{Al}(\text{OH})_3$	9588.843	$\text{Al}(\text{OH})_3$	6392.5
$\text{H}_2\text{O}$	101893.4	$\text{H}_2\text{O}$	67928.9



Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	5.719026	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	6.82
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	276550.2	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	183515
SiO <sub>2</sub>	10.84	SiO <sub>2</sub>	13.38
CaO	13.31	CaO	14.77
Na <sub>2</sub> O	460.01	Na <sub>2</sub> O	68.52
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	17638.63	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	11616
<b>Aliran Cooling water</b>		<b>Aliran Cooling water</b>	
Cooling water in	44041	Cooling water out	180645
<b>Total</b>	<b>450202</b>	<b>Total</b>	<b>450202</b>

### 7. Crystallizer (J-410)

Fungsi : Untuk pembentukan kristal Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)



Persamaan neraca panas total :

$$\Delta H_{10} = \Delta H_{12} + \Delta H_{\text{kristalisasi}} + \Delta H_{11}$$

Untuk nilai Q :

$$Q = \Delta H = (\Delta H_{12} + \Delta H_{11} + \Delta H_{\text{crystallization}}) - \Delta H_{10}$$

Q bernilai (+) berarti panas harus ditambahkan ke sistem.  
(Geankoplis, 2003)

Oleh karena itu, persamaan neraca panas total menjadi :

$$\Delta H_{10} + \Delta H_{\text{steam in}} = \Delta H_{12} + \Delta H_{\text{crystallization}} + \Delta H_{11} + \Delta H_{\text{kondensat}}$$

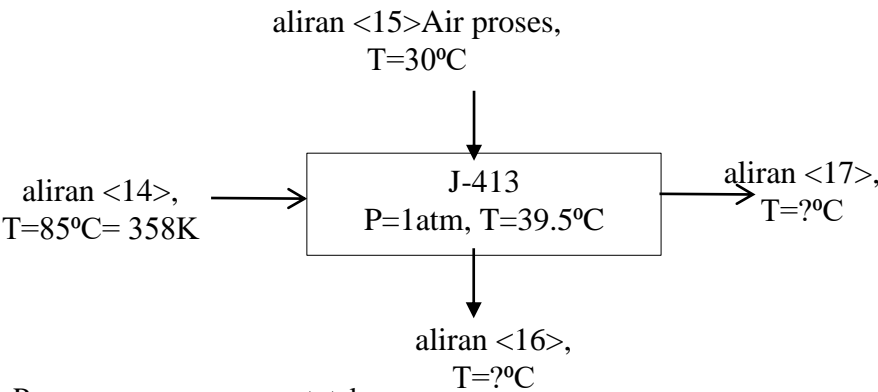

**Tabel IV.10** Neraca Panas Crystallizer (J-410)

Masuk		Keluar	
Komponen	$\Delta H$ (kkal/jam)	Komponen	$\Delta H$ (kkal/jam)
<b>Aliran 10</b> <b><math>Al_2(SO_4)_3</math></b>		<b>Aliran 12</b> <b><math>Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O</math></b>	
$Al_2(SO_4)_3$	61722.86	$Al_2(SO_4)_3$	22147
$Fe_2O_3$	5.53	$Fe_2O_3$	5.537
$H_2O$	413167.3	$H_2O$	262377
$SiO_2$	10.87	$SiO_2$	10.87
$CaO$	12.10	$CaO$	12.10
$Na_2O$	55.60	$Na_2O$	55.60
$H_2SO_4$ sisa	10454.6	$H_2SO_4$ sisa	10454.69
<b>Steam</b>		$Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$	1531.1
Steam	330017	<b>Aliran 11 <math>H_2O</math></b> <b>vapor</b>	
		$H_2O$ vapor	218449.52
		<b>Panas</b> <b>kristalisasi</b>	
		$\Delta H$ crysstallization	209693
		<b>Kondensat</b>	
		Kondensat	90709.447
<b>Total</b>	815446.8	<b>Total</b>	815446.8



8. Residu washing centrifuge (J-413)

Fungsi : Untuk memisahkan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  dari  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ , insoluble material ,  $\text{H}_2\text{SO}_4$  sisa, dan  $\text{Al}(\text{OH})_3$  sisa



Persamaan neraca panas total :

$$\Delta H_{14} + \Delta H_{15} = \Delta H_{17} + \Delta H_{16} + Q_{\text{loss}}$$

Tabel IV.11 Neraca Panas Total Residu washing centrifuge (J-413)

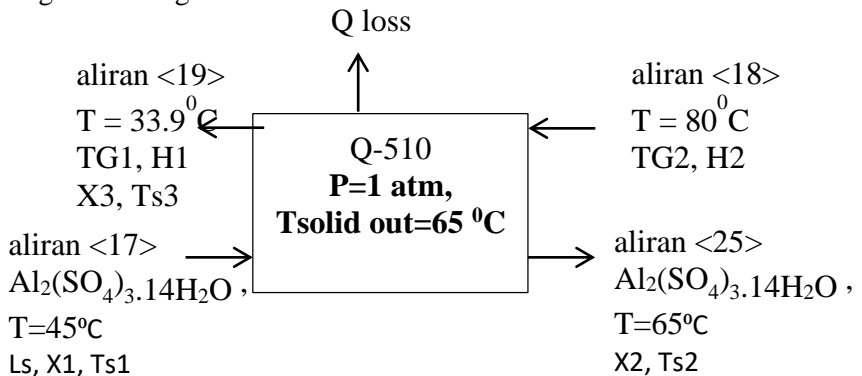
Masuk		Keluar	
Komponen	$\Delta H$ (kkal/jam)	Komponen	$\Delta H$ (kkal/jam)
Aliran 14		Aliran 16	
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	91867.16189	$\text{H}_2\text{SO}_4$ sisa	74.27582683
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	5.539278747	$\text{H}_2\text{O}$	14870.95316
$\text{H}_2\text{O}$	7871.315733	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	3460.383149
$\text{SiO}_2$	10.87403692	Aliran 17	
$\text{CaO}$	12.10465635	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	22169.38351
$\text{Na}_2\text{O}$	55.6014574	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	18.55953951



H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> sisa	313.6399106	H <sub>2</sub> O	2023.834214
<b>Aliran 15</b>		SiO <sub>2</sub>	37.83791734
H <sub>2</sub> O	5077.033689	CaO	36.98969298
		Na <sub>2</sub> O	53.5650
		<b>Panas Hilang</b>	
		Q loss	63131.9263
<b>Total</b>	105877.7084	<b>Total</b>	105877.7084

### 9. Rotary Dryer (Q-510)

Fungsi : Untuk menguapkan air dan akan menghasilkan produk dengan kandungan air sebesar 0.1%



Persamaan Neraca panas total :

$$\Delta H_{17} + \Delta H_{18} = \Delta H_{25} + (\Delta H_{19(s)} + \Delta H_{19(g)}) + Q_{\text{loss}}$$

$$Q_{\text{loss}} = 0$$

**Tabel IV.12** Neraca Panas Total Rotary Dryer

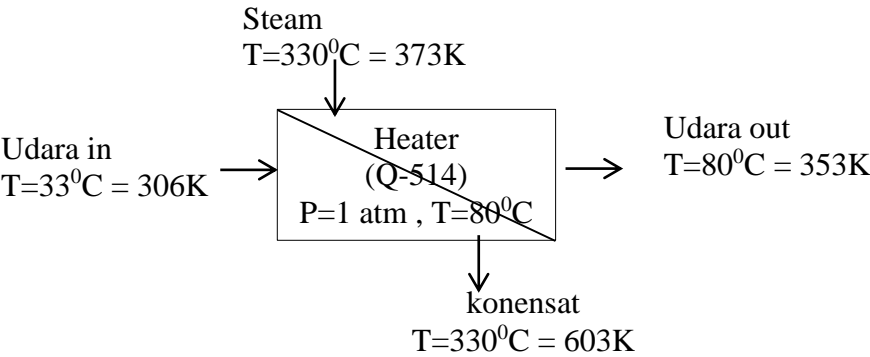
Masuk		Keluar	
Komponen	$\Delta H$ (kkal/jam)	Komponen	$\Delta H$ (kkal/jam)
<b>Aliran 17</b> Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O		<b>Aliran 19 Udara out</b>	
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	138173	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .	285.58266





		14H <sub>2</sub> O	
<b>Aliran 18 Udara in</b>		Udara T = 33.9 <sup>o</sup> C	100905.52
Udara, T = 80 <sup>o</sup> C	24212.6	<b>Aliran 25</b> <b>Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>.14H<sub>2</sub>O</b>	
		Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	61194.831
<b>Total</b>	162386	<b>Total</b>	162386

10. Heater (Q-514)



Fungsi : memanaskan udara atmosfer untuk memenuhi kebutuhan udara di rotary dryer (Q-510)

Persamaan neraca panas total :

$\Delta H_{\text{Udara in}} + \Delta H_{\text{steam}} = \Delta H_{\text{Udara out}} + \Delta H_{\text{konensat}}$

Tabel IV.13 Neraca Panas Total Heater (Q-514)

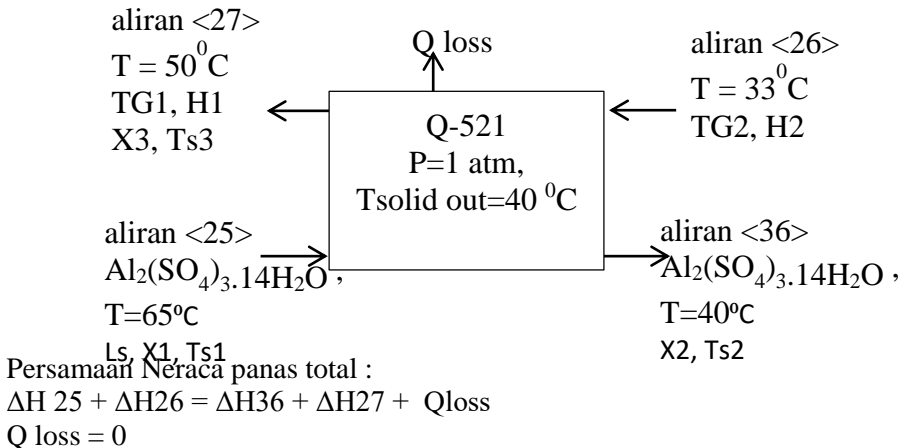
Masuk		Keluar	
Komponen	$\Delta H$ (kkal/jam)	Komponen	$\Delta H$ (kkal/jam)
<b>Udara in</b>		<b>Udara out</b>	
Udara, T = 33 <sup>o</sup> C	48,748	Udara, T =80 <sup>o</sup> C	138,173.31
<b>Steam</b>		<b>Kondensat</b>	



Steam	208780	Kondensat	138,173.31
Total	257,529	Total	257,529

### 11. Rotary cooler (Q-521)

Fungsi : Untuk menurunkan kristal dari temperatur 65°C menjadi 40°C dengan menggunakan udara atmosfer



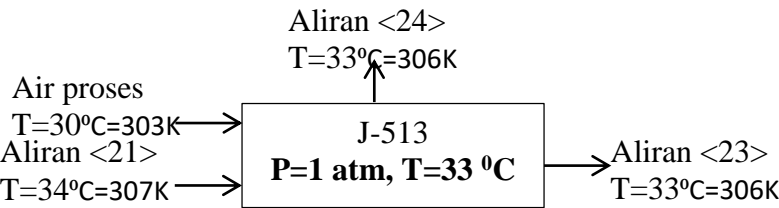
**Tabel IV.14** Neraca Panas Total Rotary Cooler

Masuk		Keluar	
Komponen	$\Delta H$ (kkal/jam)	Komponen	$\Delta H$ (kkal/jam)
Aliran 25 Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O		Aliran 27 Udara out	
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	61194.8	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	378.681
Aliran 26 Udara in	47822.6	Udara T =50°C	85917.9



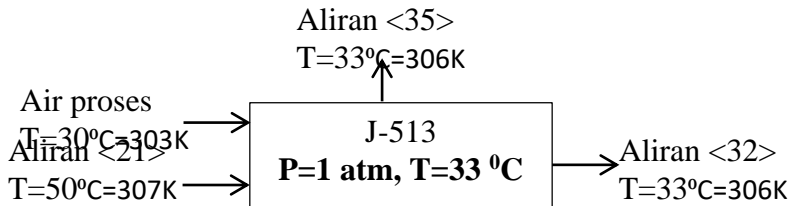
Udara, $T = 33^{\circ}\text{C}$		<b>Aliran 36</b> $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	
		$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	22720.85
<b>Total</b>	109017	<b>Total</b>	109017

12. Scrubber (J-513)



Tabel IV.15 Neraca Panas Total Scrubber I

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
$\Delta H_{21}$	138,976.81	$\Delta H_{23}$	35295.785
$\Delta H_{22}$	20883.029	$\Delta H_{24}$	98,634.59
		Q loss	25,929.47
<b>Total</b>	<b>159,859.84</b>	<b>Total</b>	<b>159,859.84</b>

**13. Scrubber (J-524)****Tabel IV.13** Neraca Panas Total Scrubber II

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
$\Delta H_{30}$	126,533.48	$\Delta H_{35}$	26916.036
$\Delta H_{31}$	16375.004	$\Delta H_{\text{Huap air out}}$	47,822.56
		Q loss	68,169.89
Total	142908.49		142908.49



*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB V**

### **SPESIFIKASI ALAT**

#### **V.1. Pompa Larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (L-316)**

Kode Alat : L-316  
Fungsi : Memompa H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>(aq) dari tangki ke reaktor  
Tipe : *Centrifugal Pump*  
Power pompa : 1.515 hp  
Rate Vol. : 13.645 gal/menit  
Perpipaan :  
ID : 1.278 in  
OD : 1.66  
Nominal Pipe Size : 1.1/4 in  
Schedule Number : 80  
Bahan : *Commercial Steel*  
Jumlah : 1 buah

#### **V.2. Cooler (E-314)**

Kode Alat : E-314  
Fungsi : Mendinginkan larutan Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> dari suhu 115<sup>0</sup>C menjadi 85<sup>0</sup>C  
Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*  
Ukuran :  
Shell Side  
ID : 10.02 in  
Baffle space : 3 in  
Passes : 1  
Tube Side  
Number & Length : 40, 16'0"  
OD,BWG,Pitch : 3/4 in, 16 BWG, 1 in square  
Passes : 4  
Bahan : *Carbon Steel SA 212 Grade A*  
Jumlah : 1 buah



### V.3. Ball Mills (C-520)

Kode Alat : L-316

Fungsi : Menghaluskan kristal aluminium sulfat hingga berukuran 12 mesh

Tipe : *Marcy Ball Mill*

Bahan : *Carbon Steel SA-283 C*

Kapasitas : 180 ton/hari

Ukuran : 5x4 ft

Berat : 5.25

Power : 44

Kecepatan: 27 rpm

### V.4. Bucket Elevator (J-113)

Kode Alat : J-113

Fungsi : Mengangkut aluminium hidroksida ( $\text{Al}(\text{OH})_3$ )

jenis : continous-bucket elevator

bahan : carbon steel

jumlah : 1 buah

laju bahan diangkut : 2490.771 kg/jam

faktor kelonggaran : 10 % (tabel 28-8, perry 1999)

kapasitas : 2.491 ton/jam

untuk bucket elevator kapasitas 14ton/jam

Spesifikasi: (tabel 21-8, perry 1999)

tinggi elevator = 25 ft

ukuran bucket = 6x4x4 1/2 mm

cermei antar bucket = 12 mm

kecepatan

bucket = 68.6 m/menit

kecepatan putar = 43 rad/menit

lebar belt = 7 inch

**V.5. Screen (S-530)**

Kode Alat : J-113

Fungsi : Memisahkan kristal aluminium sulfat

Operasi : perjam

Dasar Perancangan

Kapasitas : 5941.771 kg/jam = 13099.228 lb/jam

Jenis : high speed vibrating screen

ukuran partikel 1.5 mm

Dari tabel 19-6, Perry 7th edition, diperoleh:

dipilih ukuran : 1.68 mm

Diameter wire (d) = 0.81 mm = 0.003 in

Sieve opening (a) = 1.68 mm = 0.007 in

Luas total =  $A \times 1.5$

= 173.35 ft<sup>2</sup>

**V.6. Tangki Pengencer H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (M-115)**

Kode Alat : M-115

Nama Alat : Tangki Pengenceran H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

Fungsi : Pengenceran H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 98% menjadi 66% (didasarkan perhitungan contoh soal No. 1 di US3226188)

selanjutnya akan masuk reaktor

Bentuk : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head

Pengelasan : *Double welded butt joint*

Bahan : *Stainless steel, type 316, Grade M (SA-240)*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas Tangki : 262.634 ft<sup>3</sup>

Tinggi Tangki : 18.313 ft

---





Inside Diameter	:	72	ft
OD course 1	:	78	ft
OD course 2			
Tebal Shell setiap course			
Course 1	:	0.1875	in
Course 2	:	0.188	in
Tinggi head atas	:	1.167	ft
Tebal head atas	:	0.250	in
Tinggi head bawah	:	1.146	ft
Tebal head bawah	:	0.250	in
Pengaduk			
Type	:	<i>flat six blade turbine with disk</i>	
Jumlah	:	1	buah
Diameter Pengaduk	Da :	0.610	m
Panjang Pengaduk	La :	0.152	m
Lebar Pengaduk	W :	0.122	m
Lebar Baffle	J :	0.141	m
Kecepatan putaran	N :	90	rpm
Power Consumption	P :	1.034	hp

### V.7. Reaktor (R-210)

Kode Alat	:	R-210
Nama Alat	:	Reaktor
Fungsi	:	Untuk mereaksikan $\text{Al}(\text{OH})_3$ dengan $\text{H}_2\text{SO}_4$ membentuk $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$
Bentuk	:	Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head
Pengelasan	:	<i>Double welded butt joint</i>



Bahan	:	<i>Stainless steel, type 316, Grade M (SA-240)</i>		
Jumlah	:	1	buah	
Kapasitas Tangki	:	1661.953	ft <sup>3</sup>	
Tinggi Tangki	:	27.720	ft	
Inside Diameter	:	9.327	ft	
OD course 1=	:	114	in	
OD course 2				
Dimensi Jacket				
Tinggi	:	25.862	ft	
Tebal	:	0.417	ft	
Tebal Shell setiap course				
Course 1	:	0.625	in	
Course 2	:	0.5	in	
Course 3	:	0.5	in	
Tinggi head atas	:	1.858	ft	
Tebal head atas	:	0.750	in	
Tinggi head bawah	:	1.862	ft	
Tebal head bawah	:	0.875	in	
Pengaduk				
Type	:	<i>flat six blade turbine with disk</i>		
Jumlah	:	1	buah	
Diameter Pengaduk Da	:	0.948	m	
Panjang Pengaduk La	:	0.237	m	
Lebar Pengaduk W	:	0.237	m	
Lebar Baffle J	:	0.219	m	
Kecepatan putaran N	:	30	rpm	
Power Consumption P	:	0.471	hp	

---



### V.8. Evaporator (V-310)

Kode alat	: V-310
Fungsi	: Untuk memekatkan larutan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$
Tipe	: standart tube vertical evaporator
Bahan Kontruksi	: Stainless steel SA 240 Grade M
Jumlah	: 1 buah

evaporator

#### Bagian Tube

Ukuran	: Pipa standar 2.5 in IPS schedule 40
OD	: 0.03175 m
ID	: 0.0264 m
Panjang Tube	: 2.13 m
Jumlah Tube	: 230 buah

#### Bagian Shell

Diameter evaporator	: 2.8 m
Diameter downtake	: 0.076 m
Tinggi evaporator	: 5.334 m
Tebal shell	: 0.0047 m
Tipe head	: Conical head
Tebal head	: 0.0058

### V.9. Barometrik condenser (E-311)

Kode alat	: E-311
Fungsi	: Untuk mengkodensasikan vapor yang keluar dari evaporator
Tipe	: Counter-current condensers
Bahan Kontruksi	: Stainless steel SA 240 Grade M
Jumlah	: 1 buah

#### Barometrik

Rate uap masuk	: 4900.88 kg/jam
Horizontal cross section	: $0.774 \text{ m}^2$



Diameter pipa uap : 0.99 m = 1 m

Diameter pipa cooling water : 0.38 m

**Condensar**

Kevakuman maksimum : 30.7 inHg

Diameter kolom : 0.09 m

batas keamanan : 0.5 m

Tinggi kolom : 1.18 m

**V.10. Steam Jet Ejektor (G-312)**

Kode alat : G-312

Fungsi : Untuk menangkap vapor yang lolos dari barometric kondenser

Tipe : Single steam jet ejector

Bahan Kontruksi : Stainless steel SA 240 Grade M

Jumlah : 1 buah

Steam yang digunakan : 139648 kg/jam

**V.11. Cryztallizer (V-310)**

Kode alat : V-310

Fungsi : Untuk memekatkan larutan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$

Tipe : Crystallizer pan dengan tutup bawah berbentuk standart dishead head

Bahan Kontruksi : Stainless steel SA 240 Grade M

Jumlah : 1 buah

crystallizer

Waktu tinggal : 1 jam

Diameter : 2.1 m

Tinggi : 4.88 m

Tebal shell per course

Course 1 : 3/16 in

---



Course 2 : 3/16 in  
 Tebal head : 3/16 in  
 bawah  
 Tinggi head : 0.41 m  
 bawah

### V.12. Centrifuge (H-411)

Kode alat : H-411  
 Fungsi : Untuk memisahkan Kristal aluminium sulfat dari mother liquor  
 Tipe : disc nozzle discharge Sedimentation centrifuge  
 Diameter bowl : 10 in  
 Diameter nozzle : 0.125 in  
 Jumlah nozzle : 24 buah  
 Kecepatan putar : 10000 rpm  
 Power motor : 20 hp  
 Jumlah : 1  
 :

### V.13. Blower (H-514)

Kode Alat = H-514  
 Fungsi = menghembuskan udara ke heat exchanger yang digunakan untuk mensupply udara panas ke rotary  
 Jumlah = 1 (Satu)  
 Tipe = *Centrifugal fan Tipe Backward-Curved*  
 Kapasitas = 0.60 kg/s  
 Power = 7 hp

### V.14. Rotary Dryer (Q-520)

Kode Alat = Q-520  
 Nama Alat = *Rotary Dryer*



Fungsi	=	Untuk menguapkan air dan akan menghasilkan produk dengan kandungan air sebesar 0.1%
Tipe	=	<i>Rotary dryer</i>
Kapasitas	=	5263.208 kg/jam
Diameter	=	1.241 m
Panjang	=	4.850 m
Tebal Shell	=	0.17 in
Kecepatan Putar	=	12.09 rpm
Sudut <i>Rotary</i>	=	6 °
Time of passes	=	4.83 menit
Jumlah flight	=	8 buah
Jumlah	=	1

#### V.15. *Rotary Cooler* (Q-521)

Kode Alat	Q-521
Nama Alat	= <i>Rotary Cooler</i>
Fungsi	= Untuk mendinginkan produk aluminium sulfat hingga menjadi 40°C
Tipe	= <i>Rotary Cooler</i>
Kapasitas	= 21.673 kg/jam
Diameter	= 1 m
Panjang	= 4 m
Tebal Shell	= 0.15 in
Kecepatan Putar	= 21.14 rpm
Sudut <i>Rotary</i>	= 5 °
Time of passes	= 2.86 menit
Jumlah flight	= 5 buah



Jumlah = 1

### V.16. Cyclone (T-512)

Kode alat : T-512  
 Fungsi : menangkap debu dari rotary dryer  
 Efisiensi : 85%  
 Kecepatan gas :  
 masuk 20 m/s  
 Jumlah putaran : 4  
 Diameter cyclone : 1.873 m  
 Tinggi cyclone : 7.5 m

### V.17. Scrubber (J-513)

Kode alat : T-513  
 Fungsi : Untuk memisahkan partikulat kristal dan uap air dengan udara  
 : Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah standard dished head  
 Bentuk :  
 Bahan : Stainless steel SA-240 Grade M  
 Jumlah : 2 buah  
 Tower  
 Luas penampang : 0.76 m<sup>2</sup>  
 Diameter : 1 m  
 Tinggi : 5 m  
 Tebal Shell  
 Course 1 : 3/16 in  
 course 2 : 3/16 in  
 course 3 : 3/16 in  
 Diameter dalam : 39.37 in  
 Diameter luar : 39.745 in  
 Tebal head : 3/16 in  
 Tinggi head : 9 in

### V.17. Tangki penampung (clarifier) (J-513)

Kode alat : J-513

*Pabrik Aluminium Sulfat  $[Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O]$  dari Aluminium Hidroksida  $[Al(OH)_3]$  dan Asam Sulfat  $[H_2SO_4]$  dengan Menggunakan Proses Giulini* Departemen Teknik Kimia Industri  
 Fakultas Vokasi ITS



Fungsi	:	Untuk menampung cairan hasil scrubber yang masih mengandung kristal aluminium sulfat, dan akan dikembalikan ke mixer
Bentuk	:	Silinder dengan tutup atas berbentuk <i>standard dished head</i> dan tutup bawah berbentuk conical 120°
Pengelasan	:	<i>Double welded butt joint</i> <i>Stainless steel, type 316, grade M (SA-240)</i>
bahan		
Jumlah	:	1 buah
P <sub>desain</sub>	:	3.233
Diameter	:	
dalam tangki	:	2.376m
Diameter	:	2.438 m
Tinggi liquid	:	1.478 m
Tinggi liquid	:	2.182m
Tinggi	:	1.829m
Tinggi tutup	:	0.412m
Tinggi tutup	:	0.704m
Tinggi	:	
tangki	:	3.046m
Tebal	:	
silinder	:	0.00476
Tebal tutup	:	
atas	:	0.00476
Tebal tutup	:	
bawah	:	0.00476
<u>Pengaduk</u>		
Type	:	Flat six blade turbine with disk
Jumlah	:	1 buah
Power	:	1.297Hp
Diameter	:	1.219m
Panjang	:	0.305
Lebar	:	0.244





Jarak dari : 0.813  
Kecepatan : 0.417rps

### V.18. Tangki Penyimpanan Produk (F-531)

Kode alat : F-531  
Fungsi : Untuk menyimpan produk  
Bentuk : Silinder tegak dengan atas berbentuk datar dan tutup bawah konis  
kapasitas : 3636364 kg/hari  
waktu :  
penyimpanan : 30 hari  
bahan konstruksi : Low Alloy steel SA-202 A  
jumlah : 1 buah  
Di : 31.80411ft  
H : 63.60821ft  
Tinggi tutup bawah : 26.12254ft  
Tinggi total silo : 80.12254ft  
Tebal silinder : 0.3125in  
Tebal tutup atas : 0.1875in  
Tebal tutup bawah : 0.437in

## **BAB VI UTILITAS**

Utilitas merupakan sarana penunjang dari suatu proses utama yang ada dalam pabrik. Oleh karena itu utilitas memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada pabrik Aluminium Sulfat diantaranya adalah :

### **I. Air**

Air dalam pabrik Aluminium sulfat ini digunakan sebagai air pendingin, air sanitasi, air umpan boiler dan air proses.

### **II. Steam**

Steam pada pabrik digunakan untuk proses pemanasan (menaikkan suhu).

### **III. Listrik**

Listrik berfungsi sebagai tenaga penggerak dari beberapa peralatan proses maupun penerangan.

### **IV. Bahan Bakar**

Bahan bakar berfungsi untuk bahan bakar boiler dan pembangkit tenaga listrik.

## **VI.1. Unit Penyediaan Air**

Kebutuhan air pabrik diperoleh dari air sungai Brantas. Pengolahan air sungai dapat meliputi secara fisik dan kimia.

Tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut:

### **1. Penyaringan Awal**

Sebelum mengalami proses pengolahan, air dari sungai harus mengalami pembersihan awal agar proses selanjutnya dapat berlangsung dengan lancar. Air sungai dilewatkan strainer (penyaringan awal) berfungsi untuk menahan kotoran-kotoran yang berukuran besar seperti kayu, ranting, daun, sampah dan sebagainya. Kemudian dialirkan ke bak pengendapan koagulasi dan flokulasi..

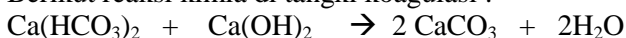
### **2. Koagulasi dan Flokulasi**

Tahap ini bertujuan untuk mengendapkan suspensi partikel koloid yang tidak terendapkan karena ukurannya sangat

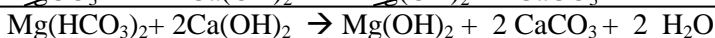
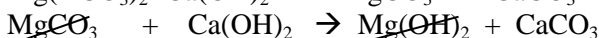


kecil dan muatan listrik pada permukaan partikel yang menimbulkan gaya tolak menolak antara partikel koloid. Untuk mengatasi masalah tersebut air dialirkan menuju tangki koagulasi dengan pengadukan cepat dan dilakukan penambahan koagulan berupa larutan kapur yang dapat memecahkan kestabilan yang ditimbulkan oleh muatan listrik tersebut. Kemudian, air dari tangki koagulasi dialirkan secara over flow kedalam tangki flokulasi dengan pengadukan lambat dan dilakukan penambahan flokulan berupa polyelektrolit. Partikel-partikel koloid yang tidak stabil akan saling berkaitan sehingga terbentuk flok dengan ukuran besar dan mudah terendapkan. Setelah itu, air dari tangki flokulasi dialirkan secara overflow kedalam clarifier.

Berikut reaksi kimia di tangki koagulasi :



Kapur mengubah Ca bikarbonat yang larut dalam air menjadi Ca karbonat yang tidak larut dalam air (mengendap).



### 3. Clarifier

Tahap ini dilakukan dengan memakai alat pulsator untuk mendapatkan flok yang terbentuk pada proses flokulasi dan koagulasi pada zona-zona pengendapan di alat tersebut. Air yang bersih menuju proses filtrasi sedangkan lumpur atau flok-flok yang terbentuk masuk ke dalam bak penampung lumpur.

### 4. Filtrasi

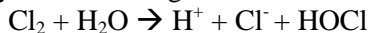
Tahap ini dilakukan dengan menggunakan Activated Carbon Filter untuk menyerap organic matter, klorin dan suspended solid dalam air. Pembersihan filter dilakukan dengan backwash. Keluar dari Activated Carbon Filter, air tersebut sudah sesuai spesifikasi yaitu soft water. Air dari tahap ini disimpan dalam tangki penampung air bersih yang akan dialirkan



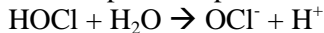
menggunakan pompa ke tiga unit, yaitu unit air sanitasi, unit air proses/pendingin dan unit air demineralisasi.

### 5. Unit Air Sanitasi

Pada Unit Air Sanitasi, Air Sanitasi ditambahkan dengan klor atau kaporit untuk membunuh kuman dan mikroorganisme seperti amuba, ganggang dan lain-lain yang terkandung dalam air sehingga aman untuk dikonsumsi. ( $\text{CaOCl}_2$ ) sebagai desinfektan yang fungsinya adalah untuk mencegah berkembangbiaknya bakteri pada sistem distribusi air sanitasi. Klor adalah zat kimia yang sering dipakai karena harganya murah dan masih mempunyai daya desinfeksi sampai beberapa jam setelah pembubuhannya. Klorin dalam air membentuk asam hipoklorit, reaksinya adalah sebagai berikut:



Asam hipoklorid pecah sesuai reaksi berikut:



### 6. Unit Air Proses/Pendingin

- ❖ Tugas unit penyediaan air pendingin adalah :

Menyediakan air pendingin yang memenuhi syarat - syarat sebagai air pendingin untuk keperluan operasional pada heat exchanger. Alat yang digunakan adalah *cooling tower*.

- ❖ Proses pada *cooling water unit* adalah :

Air dari sirkulasi proses dengan suhu  $\pm 40 - 45^\circ\text{C}$  masuk ke menara pendingin di bagian atas, lalu jatuh ke dalam basin melalui distributor dan splashing cup (cawan pemercik) dalam bentuk butiran hujan. Udara luar masuk melalui sirip-sirip kayu yang terhisap oleh fan yang berada di puncak cooling tower dan terkontak langsung dengan air yang turun ke basin, sehingga temperatur air turun sampai  $28 - 30^\circ\text{C}$ . Air pendingin dalam basin harus memenuhi syarat bebas korosi, bebas kerak, bebas jamur, dan bebas bakteri. Di dalam air pendingin diberi bahan-bahan kimia sehingga



air memenuhi syarat untuk proses. Bahan kimia tersebut adalah:

No	Chemical	Value	Fungsi
1	PO <sub>4</sub>	5,0 - 7,0 ppm	Scale inhibitor
2	Zinc	Min. 0,5 ppm	Corrothion inhibitor
3	Kathon	colonies forming unit/ml	Slime remover
4	Cl <sub>2</sub> gas	0,2 - 0,5 ppm as free chlorine	Control microbiological growth

(Sumber : Utilitas PT. Petrokimia Gresik)

❖ Syarat kualitas cooling water :

**Tabel VI.1** Kualitas *Cooling Water*

	C W	
	Syarat	
pH	7,3 ~ 7,8	
Conductivity	< 3000	micro mhos
Ca Hardness	400 ~ 600	ppm CaCO <sub>3</sub>
Alk M	20 ~ 250	ppm CaCO <sub>3</sub>
Silikat (SiO <sub>2</sub> )	< 150	ppm SiO <sub>2</sub>
Phosphate	5,0 ~ 7,0	ppm PO <sub>4</sub>
Chlorida (Cl <sup>-</sup> )	< 423	ppm CaCO <sub>3</sub>
Chlor sisa (Cl <sub>2</sub> )	0,2 ~ 0,5	ppm Cl <sub>2</sub>
Sulfat (SO <sub>4</sub> )		ppm SO <sub>4</sub>
Besi (Fe)	< 2	ppm Fe
Zinc	Min 0,5	ppm Zinc
Kekeruhan	< 25	NTU

(Sumber : Utilitas PT. Petrokimia Gresik)

## 7. Unit Air Demineralisasi

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan garam-garam terlarut dalam air sehingga menghasilkan air bebas mineral. Mineral yang dimaksudkan adalah mineral seperti ion positif

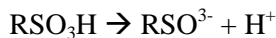


( $\text{Ca}^{2+}$ ,  $\text{Mg}^{2+}$ ,  $\text{Na}^{+}$ ) dan ion negatif ( $\text{Cl}^{-}$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{PO}_4^{3-}$  dan lain-lain) yang dapat merusak alat dan mengganggu proses. Air demineralisasi digunakan sebagai boiler feed water. Berpedoman pada utilitas PT. Petrokimia Gresik maka unit air demineralisasi terdiri dari Cation Tower, decarbonator, Anion Tower. Uraian proses unit air demineralisasi adalah sebagai berikut:

- Cation Tower

Cation Tower berisi resin kation yang mampu menyerap ion-ion positif dalam air. Air kemudian dimasukkan dari atas kedalam Cation Tower. Didalam cation exchanger, garam-garam Na, Ca, Mg diikat oleh resin kation dengan reaksi sebagai berikut:

Di dalam air resin kation akan mengalami disosiasi



Reaksi penyerapan oleh kation resin adalah sebagai berikut :

- $\text{Ca}(\text{HCO}_3)_2 + \text{RSO}_3\text{H} \rightarrow \text{RSO}_3^{-}\text{Mg} + \text{H}_2\text{CO}_3$   
 $\text{NaHCO}_3 \qquad \qquad \qquad \text{Na}$
- $\text{CaCl}_2 + \text{RSO}_3\text{H} \rightarrow \text{RSO}_3^{-}\text{Mg} + \text{HCl}$   
 $\text{NaCl} \qquad \qquad \qquad \text{Na}$
- $\text{CaSO}_4 + \text{RSO}_3\text{H} \rightarrow \text{RSO}_3^{-}\text{Mg} + \text{H}_2\text{SO}_4$   
 $\text{Na}_2\text{SO}_4 \qquad \qquad \qquad \text{Na}$
- $\text{Na}_2\text{SiO}_3 + \text{RSO}_3\text{H} \rightarrow \text{RSO}_3^{-}\text{Na} + \text{H}_2\text{SiO}_3$

- Decarbonator

Di dalam Decarbonator terjadi pelepasan  $\text{CO}_2$  dari karbonat ( $\text{H}_2\text{CO}_3$ ) yang terbentuk setelah melalui kation tower. Pelepasan  $\text{CO}_2$  dilakukan dengan melewati air dari atas Decarbonator kemudian menghembuskan udara dari bawah Decarbonator yang berasal dari C-421 ke atmosfer.



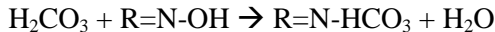
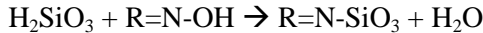
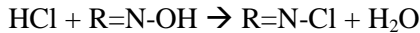
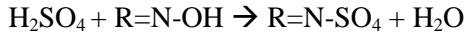
- Anion Tower

Anion Tower berisi resin anion yang mampu menyerap ion-ion negatif di dalam air sehingga air yang keluar dari anion



tower bersifat netral. Resin yang dipakai adalah  $R=N-OH$

Reaksi penyerapan yang terjadi:



❖ Syarat kualitas Demineralisasi water untuk memenuhi kebutuhan air boiler :

**Tabel VI.2** Kualitas Demin water

	DM W	
	Syarat	
pH	9 ~ 10	
Conductivity	max 10	micro mhos
Ca Hardness	0	ppm $CaCO_3$
Alk M		ppm $CaCO_3$
Silikat ( $SiO_2$ )	max 0,2	ppm $SiO_2$
Phosphate		ppm $PO_4$
Chlorida ( $Cl^-$ )		ppm $CaCO_3$
Chlor sisa ( $Cl_2$ )		ppm $Cl_2$
Sulfat ( $SO_4$ )		ppm $SO_4$
Besi (Fe)		ppm Fe
Zinc		ppm Zinc
Kekeruhan		NTU

(Sumber : Utilitas PT. Petrokimia Gresik)

Kebutuhan air pada pabrik Aluminium Sulfat dipenuhi dari air sungai Brantas dengan debit 1000 liter/detik yang terlebih dulu di treatment. Air digunakan untuk menghasilkan steam dari unit boiler, pendingin untuk cooler, dan untuk keperluan sanitasi.

#### A. Air sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan karyawan, laboratorium, perkantoran, pemadam kebakaran dan keperluan lainnya. Berikut jumlah air sanitasi yang dibutuhkan pada pabrik aluminium sulfat:

- Untuk keperluan karyawan



Asumsi: Jumlah karyawan = 300 orang

Kebutuhan tiap orang = 120 liter/hari/kapita

Total kebutuhan air =  $120 \times 300 = 36000$  liter/hari

- Untuk laboratorium

Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium adalah 15% dari kebutuhan karyawan.

kebutuhan air adalah:  $15\% \times 36000$  liter/hari = 5400 liter/hari

- Untuk hidran kebakaran Standar

kebutuhan air untuk hidran kebakaran menurut SNI 19-6728.1-2002 sebesar 5% dari kebutuhan domestik (kebutuhan air karyawan).

kebutuhan air adalah :  $5\% \times 36000$  liter/hari = 1800 liter/hari

Dari rincian di atas, dapat dihitung kebutuhan air sanitasi pada pabrik aluminium sulfat ini sebesar :

Total kebutuhan air sanitasi =  $(36000+5400+1800)$  liter/hari = 43200 liter/hari =  $43,2 \text{ m}^3/\text{hari}$

## B. Air Proses

Air proses pada pabrik aluminium sulfat adalah untuk pengenceran asam sulfat, dan instalasi scrubber. Kebutuhan air dapat dilihat pada tabel 6.3:

**Tabel VI.3 Kebutuhan Air Proses**

No	Nama Alat	Kebutuhan air (kg/jam)
1	Tangki Pengencer $\text{H}_2\text{SO}_4$	1234.514
2	Scrubber I	4330.376
3	Scrubber II	3395.576
Total		8960.466

Total air yang digunakan sebagai air proses pada pabrik aluminium sulfat sebesar 215051.2 kg/hari. Setelah air proses digunakan, air direcycle dan dapat digunakan kembali. Sebagian air hilang ketika direcycle. Oleh karena itu dibutuhkan air make up agar jumlah air pendingin tetap sama.

Water make up pendingin =  $30\% \times 215051.2 \text{ kg/hari} = 64515.35 \text{ kg/hari}$

## C. Air Pendingin





Air pendingin pada pabrik aluminium sulfat adalah untuk cooler dan kondensor. Kebutuhan air dapat dilihat pada tabel:

**Tabel VI.4 Kebutuhan Air Pendingin**

No	Nama Alat	Kebutuhan air (kg/jam)
1.	Tangki pelarutan $H_2SO_4$	6043.354
2.	Heat exchanger	43540.37
3.	Brometrik kondensor	19032.85
4.	Cooler	9132.498
Total		77749.07

Total air yang digunakan sebagai pendingin pada pabrik aluminium sulfat sebesar 1865978 kg/hari. Setelah air proses digunakan, air direcycle dan dapat digunakan kembali. Sebagian air hilang ketika direcycle. Oleh karena itu dibutuhkan air make up agar jumlah air pendingin tetap sama.

Water make up pendingin =  $10\% \times 1865978 \text{ kg/hari} = 186597,8 \text{ kg/hari}$

#### D. Air Boiler

Air boiler pada pabrik aluminium sulfat adalah untuk unit penyediaan steam pada reactor, evaporator dan steam jet ejector. Kebutuhan air dapat dilihat pada tabel:

**Tabel VI.5 Air Boiler**

No	Nama Alat	Kebutuhan air (kg/jam)
1	Reaktor	1332.298
2	Evaporator	5788.97483
3	Crystallizer	497.350708
4	Heater	257,529.15
Total		265147.778

Total air yang digunakan sebagai air boiler pada pabrik aluminium sulfat sebesar 6363546.66 kg/hari. Setelah air proses digunakan, air direcycle dan dapat digunakan kembali. Sebagian air hilang ketika direcycle. Oleh karena itu dibutuhkan air make up agar jumlah air umpan boiler tetap sama. Water make up boiler



=  $30\% \times 6363546.66 \text{ kg/hari} = 1909064 \text{ kg/hari}$ . Dari rincian diatas dapat dihitung jumlah air keseluruhan yang dibutuhkan pada pabrik aluminium sulfat. Total air yang dibutuhkan tiap harinya dapat dilihat pada table :

**Tabel VI.6 Total Kebutuhan Air**

No	Kegunaan	Kebutuhan air ( $\text{m}^3/\text{hari}$ )
1	Air sanitasi	43,2
2	air proses	64.79527
3	air pendingin	187.4074
4	air boiler	1917.347
Total		2212.7

Jumlah air yang dibutuhkan sebesar  $2212.7 \text{ m}^3/\text{hari}$

## VI.2. Unit Penyediaan Steam

Steam yang dihasilkan dari unit boiler. Steam biasanya digunakan sebagai media pemanas dalam proses produksi. Steam yang dihasilkan oleh system boiler pada pabrik Aluminium Sulfat termasuk *steam* bertekanan rendah. Produk *steam* berupa *saturated steam*  $330^\circ\text{C}$ .

Kebutuhan steam pada pabrik aluminium sulfat dapat dilihat pada table :

**Tabel VI.7 Kebutuhan Steam**

No	Nama Alat	Kebutuhan air ( $\text{kg}/\text{jam}$ )
1	Reaktor	1332.298
2	Evaporator	5788.97483
3	Crystallizer	497.350708
4	Heater	257,529.15
Total		265147.778

## VI.3. Unit Penyediaan Listrik

Tenaga listrik untuk pabrik ini disupplay oleh jaringan PLN dan sebagai cadangan digunakan generator untuk mengatasi keadaan bila sewaktu - waktu terjadi gangguan PLN. Kebutuhan listrik untuk penerangan pabrik dapat dihitung berdasarkan kuat



penerangan untuk masing - masing ruangan atau halaman di sekitar pabrik yang memerlukan penerangan. Asupan listrik dipenuhi dari PT. PJB Unit Pembangkit Gresik. Pembangkit ini mengoperasikan 5 PLTG, 1 PLTU, dan 3 PLTGU dengan total kapasitas 2.280 MW.

#### **VI.4. Unit Penyediaan Bahan Bakar**

1. Bahan bakar yang digunakan untuk generator
  - Jenis bahan bakar : solar - Heating value : 19.448 BTU/lb
  - Efisiensi bahan bakar : 80%
  - Specific gravity : 0,8691
2. Bahan bakar yang digunakan untuk boiler
  - Jenis bahan bakar : solar
  - Heating value : 19.448 BTU/lb



*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB VII**

### **KESELAMATAN DAN KESEHATAN KERJA**

#### **VII.1 Pendahuluan**

Keselamatan dan Kesehatan Kerja yang selanjutnya disingkat K3 adalah segala kegiatan untuk menjamin dan melindungi keselamatan dan kesehatan tenaga kerja melalui upaya pencegahan kecelakaan kerja dan penyakit akibat kerja. Pada Pabrik pembuatan Aluminium Sulfat dari Aluminium Hidroksida dan Asam Sulfat dengan menggunakan proses giulini, kesehatan dan keselamatan kerja merupakan bagian yang mendapat perhatian khusus, oleh karena itu dilakukan suatu usaha pencegahan yang bertujuan untuk menghindari terjadinya kecelakaan kerja serta untuk meningkatkan produktivitas dan keuntungan bagi perusahaan.

Menurut UU No.1 Th. 1970 yang dimaksud dengan keselamatan kerja, yaitu :

1. Agar para pekerja dan orang lain yang berada di lokasi pekerjaan tetap sehat dan selamat.
2. Melindungi sumber – sumber produksi agar terpelihara dengan baik dan dipergunakan secara efisien.
3. Melindungi agar proses produksi berjalan lancar tanpa hambatan apapun.
4. Kesehatan dan keselamatan kerja memerlukan tanggung jawab dari semua pihak karena hal ini tergantung dari Direksi, tingkah laku karyawan, keadaan peralatan atau lingkungan kerja itu sendiri.

Menurut Peraturan Pemerintah No.11 Th. 1979, kecelakaan dibagi menjadi 4 macam , antara lain :

1. Kecelakaan ringan, kecelakaan yang terjadi tetapi tidak



menimbulkan hilangnya jam kerja.

2. Kecelakaan sedang, kecelakaan yang terjadi sehingga menimbulkan hilangnya jam kerja tetapi tidak menimbulkan cacat jasmani.

3. Kecelakaan berat, kecelakaan yang terjadi sehingga berakibat fatal dan menyebabkan cacat jasmani.

4. Kecelakaan mati, kecelakaan yang menyebabkan hilangnya nyawa manusia.

## **VII.2 Sebab-sebab Timbulnya Kecelakaan**

Kecelakaan kerja adalah kecelakaan yang terjadi pada seseorang disebabkan bahaya yang berkaitan dengan pekerjaannya. Pada pabrik Aluminium Sulfat dari serat abaca dengan proses kraft ini, keselamatan dan kesehatan kerja adalah bagian yang mendapatkan perhatian khusus, oleh karena itu pengabaian keselamatan kerja dapat mengakibatkan kecelakaan kerja. Maka dari itu dilakukan usaha-usaha pencegahan yang bertujuan untuk melindungi tenaga kerja atas hak keselamatannya dalam melakukan pekerjaan, menjamin keselamatan setiap orang yang berada ditempat kerja dan memelihara serta menggunakan sumber produksi secara aman dan efisien.

Menurut Suma'mur (1989), bahaya yang mungkin dapat menimpa para pekerja adalah sebagai berikut:

### **1. Bahaya fisik**

- Kebisingan diatas 85 dB
- Suhu tinggi/rendah
- Penerangan
- Ventilasi
- Tata ruang yang tidak teratur

### **2. Bahaya Mekanik**

---



- Benda-benda bergerak atau berputar
- Sistem pengamanan tidak bekerja atau tidak terpasang

### 3. Bahaya Kimia

Bahan-bahan kimia yang dapat membahayakan keselamatan dan kesehatan pekerja adalah bahan-bahan bersifat racun dan dapat merusak kulit bila tersentuh. Dalam pabrik Aluminium Sulfat, reaksi antara Aluminium Hidroksida dan Asam Sulfat terbentuk pada tahap reaksi di reaktor, merupakan bahan beracun dan dapat menyebabkan iritasi.

### 4. Bahaya Kebocoran

Kebocoran aliran steam pada proses pembuatan Aluminium Sulfat ini merupakan bahaya laten yang harus diwaspadai. Maka dari itu pada perpipaan yang akan dilalui steam hendaknya dilakukan penanganan dan pengawasan khusus. Karena kebocoran pada sistem perpipaan ini akan menimbulkan bahaya yang berakibat fatal, mengingat steam yang digunakan dalam pabrik ini adalah steam bertekanan dan bersuhu tinggi. Kebocoran juga dapat terjadi pada semua sambungan pipa, tangki-tangki penampung reaktor dan heat exchanger. Maka sebaiknya untuk pipa diletakkan diatas permukaan tanah dan bila terpaksa dipasang dibawah tanah, serta dilengkapi dengan fire stop dan drainage (pengeluaran) pada jarak tertentu untuk mencegah terjadinya kontaminasi.

### 5. Bahaya Kebakaran dan ledakan

Dapat terjadi pada hampir semua alat, terutama alat utama. Pada pembuatan Aluminium Sulfat alat utama yaitu Reaktor. Kebakaran dan ledakan juga dapat disebabkan

---



karena adanya loncatan bunga api, aliran listrik, serta tekanan yang terlalu tinggi

### **VII.3 Keselamatan dan Kesehatan Kerja pada Pabrik Aluminium Sulfat**

#### **VII.3.1 Keselamatan Karyawan**

Menurut UU No 1 Tahun 1970, salah satu syarat keselamatan kerja yaitu memberikan alat-alat perlindungan diri pada para pekerja. Alat pelindung diri merupakan salah satu usaha untuk mencegah dan mengurangi kontak antara bahaya dan tenaga kerja sesuai dengan standar kerja yang diijinkan. Pengertian alat pelindung diri adalah :

- Alat yang mempunyai kemampuan untuk melindungi seseorang dalam melakukan pekerjaan yang fungsinya mengisolasi tubuh seorang tenaga kerja dari bahaya yang mungkin terjadi di tempat kerja.
- Cara terakhir perlindungan bagi tenaga kerja setelah upaya menghilangkan sumber bahaya tidak dapat dihilangkan.

Syarat-syarat Alat Pelindungan Diri yaitu

1. Memiliki daya cegah dan memberikan perlindungan yang efektif terhadap jenis bahaya yang dihadapi oleh tenaga kerja.
2. Konstruksi dan kemampuannya harus memenuhi standar yang berlaku.
3. Efisien, ringan, dan nyaman dipakai.
4. Tidak mengganggu gerakan – gerakan yang diperlukan.
5. Tahan lama dan pemeliharannya mudah.

Alat Pelindung Diri yang sebagaimana dimaksud dalam Peraturan Menteri Tenaga Kerja dan Transmigrasi Republik Indonesia Tahun 2010 Pasal 2 meliputi:

---





- A. Pelindung kepala
- B. Pelindung mata dan muka;
- C. Pelindung telinga;
- D. Pelindung pernapasan beserta perlengkapannya;
- E. Pelindung tangan; dan/atau
- F. Pelindung kaki.
- G. Pakaian Pelindung
- H. Alat pelindung jatuh perorangan

Fungsi dan jenis alat pelindungan diri meliputi :

A. Alat pelindung kepala

Fungsi alat pelindung kepala adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi kepala dari benturan, terantuk, kejatuhan atau terpukul benda tajam atau benda keras yang melayang atau meluncur di udara, terpapar oleh radiasi panas, api, percikan bahan-bahan kimia, jasad renik (mikro organisme) dan suhu yang ekstrim.

Jenis Jenis alat pelindung kepala terdiri dari helm pengaman (safety helmet), topi atau tudung kepala, penutup atau pengaman rambut, dan lain-lain.

B. Alat pelindung mata dan muka

Fungsi Alat pelindung mata dan muka adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi mata dan muka dari paparan bahan kimia berbahaya, paparan partikel-partikel yang melayang di udara dan di badan air, percikan benda-benda kecil, panas, atau uap panas, radiasi gelombang elektromagnetik yang mengion maupun yang tidak mengion, pancaran cahaya, benturan atau pukulan benda keras atau benda tajam.

Jenis Jenis alat pelindung mata dan muka terdiri dari kacamata pengaman (spectacles), goggles, tameng muka (face shield), masker selam, tameng muka dan kacamata

---



pengaman dalam kesatuan (full face masker).

### C. Alat pelindung telinga

Fungsi Alat pelindung telinga adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi alat pendengaran terhadap kebisingan atau tekanan.

Jenis Jenis alat pelindung telinga terdiri dari sumbat telinga (ear plug) dan penutup telinga (ear muff).

### D. Alat pelindung pernapasan beserta perlengkapannya

Fungsi Alat pelindung pernapasan beserta perlengkapannya adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi organ pernapasan dengan cara menyalurkan udara bersih dan sehat dan/atau menyaring cemaran bahan kimia, mikro-organisme, partikel yang berupa debu, kabut (aerosol), uap, asap, gas/ fume, dan sebagainya.

Jenis Jenis alat pelindung pernapasan dan perlengkapannya terdiri dari masker, respirator, katrit, kanister, Re-breather, Airline respirator, Continues Air Supply Machine=Air Hose Mask Respirator, tangki selam dan regulator (Self-Contained Underwater Breathing Apparatus /SCUBA), Self-Contained Breathing Apparatus (SCBA), dan emergency breathing apparatus.

### E. Alat pelindung tangan

Fungsi Pelindung tangan (sarung tangan) adalah alat pelindung yang berfungsi untuk melindungi tangan dan jari-jari tangan dari pajanan api, suhu panas, suhu dingin, radiasi elektromagnetik, radiasi mengion, arus listrik, bahan kimia, benturan, pukulan dan tergores, terinfeksi zat patogen (virus, bakteri) dan jasad renik.

Jenis Jenis pelindung tangan terdiri dari sarung tangan



yang terbuat dari logam, kulit, kain kanvas, kain atau kain berlapis, karet, dan sarung tangan yang tahan bahan kimia.

#### F. Alat pelindung kaki

Fungsi Alat pelindung kaki berfungsi untuk melindungi kaki dari tertimpa atau berbenturan dengan benda-benda berat, tertusuk benda tajam, terkena cairan panas atau dingin, uap panas, terpajan suhu yang ekstrim, terkena bahan kimia berbahaya dan jasad renik, tergelincir.

Jenis Jenis Pelindung kaki berupa sepatu keselamatan pada pekerjaan peleburan, pengecoran logam, industri, konstruksi bangunan, pekerjaan yang berpotensi bahaya peledakan, bahaya listrik, tempat kerja yang basah atau licin, bahan kimia dan jasad renik, dan/atau bahaya binatang dan lain-lain.

#### G. Pakaian pelindung

Fungsi Pakaian pelindung berfungsi untuk melindungi badan sebagian atau seluruh bagian badan dari bahaya temperatur panas atau dingin yang ekstrim, pajanan api dan benda-benda panas, percikan bahan-bahan kimia, cairan dan logam panas, uap panas, benturan (impact) dengan mesin, peralatan dan bahan, tergores, radiasi, binatang, mikro-organisme patogen dari manusia, binatang, tumbuhan dan lingkungan seperti virus, bakteri dan jamur.

Jenis Jenis pakaian pelindung terdiri dari rompi (Vests), celemek (Apron/Coveralls), Jacket, dan pakaian pelindung yang menutupi sebagian atau seluruh bagian badan.

#### H. Alat pelindung jatuh perorangan

Fungsi Alat pelindung jatuh perorangan berfungsi membatasi gerak pekerja agar tidak masuk ke tempat yang



mempunyai potensi jatuh atau menjaga pekerja berada pada posisi kerja yang diinginkan dalam keadaan miring maupun tergantung dan menahan serta membatasi pekerja jatuh sehingga tidak membentur lantai dasar.

Jenis Jenis alat pelindung jatuh perorangan terdiri dari sabuk pengaman tubuh (harness), karabiner, tali koneksi (lanyard), tali pengaman (safety rope), alat penjepit tali (rope clamp), alat penurun (decender), alat penahan jatuh bergerak (mobile fall arrester), dan lain-lain.

### **VII.3.2 Keselamatan Pabrik**

Beberapa usaha dalam menjaga keselamatan pabrik yang dilakukan pada bahan baku dan peralatan pabrik *Aluminium Sulfat* antara lain:

#### **1. Bahan**

##### **a. Aluminium Hidroksida ( $\text{Al}(\text{OH})_3$ )**

- Simpan terpisah dari bahan lain dan disimpan dalam tempat yang sejuk, kering dan berventilasi baik
- Jangan disimpan pada suhu diatas  $24^0\text{C}$
- Alat pelindung mata dan terdapat kran pencuci mata disekitar tangki penyimpanan
- Alat pelindung tangan
- Alat pelindung kaki
- Alat pelindung pernapasn

##### **b. Asam Sulfat**

- Simpan pada tempat yang jauh dari material yang mudah terbakar, dan jauh dari air
- Simpan dalam tempat yang sejuk, kering dan berventilasi baik
- Alat pelindung mata dan terdapat kran pencuci mata disekitar tangki penyimpanan



- Alat pelindung tangan
- Alat pelindung kaki
- Alat pelindung pernapasan

## 2. Alat

### A. Tangki

Tangki meliputi tangki penyimpanan asam sulfat, aluminium hidroksida, aluminium sulfat dan tangki pengenceran asam sulfat

- Pemilihan material dengan *corrosion allowable* disesuaikan dengan kondisi operasi.
- Pemasangan *manhole* dan *hade hole* untuk inspeksi dan *maintenance*.
- Pemberian label dan spesifikasi bahan
- Pengecekan secara berkala oleh petugas K3

### B. Reaktor

- Pada daerah disekitar reaktor dipasang rambu peringatan tentang daerah bahaya
- Pemasangan *pressure receiving devile* pada reaktor bertekanan
- Setelah diadakan pembersihan reaktor harus ditest tekanan dan temperature untk mencegah *over stressing*
- Pekerja pada bagian reaktor diharuskan menggunakan sarung tangan dan *safety helmed*

### C. Evaporator

- Pada daerah disekitar reaktor dipasang rambu peringatan tentang daerah bahaya



- Operator harus menggunakan pakaian pelindung diri, *safety helmet*, alat pelindung kaki dan alat pelindung pernafasan untuk melindungi diri apabila terjadi kebocoran

#### E. Rotary Dryer

- Pemasangan tanda peringatan bahwa alat berputar
- Memberikan alat control dan pengendali berupa temperatur cntroller, pressure indicator, dan level indicator controller agar proses dapat berjalan sesuai dengan yang diinginkan.
- Pengendalian korosi dapat dilakukan dengan mengolah air kondensat yang akan dimanfaatkan lagi dengan mengontrol kualitas air dari segi kesadahan, pH, alkalinitas, maupun besarnya T hardness, sehingga tidak mengganggu kerja dari dryer sendiri.
- Operator diwajibkan menggunakan alat pelindung kepala, alat pelindung tangan, alat pelindung kaki, dan alat pelindung badan

#### I. Screen

- Dilengkapi dengan penutup agar tidak ada debu bauksit yang beterbangan dan menghindari masuknya impuritis kedalam produk

#### J. Pompa

- Bagian “*propeller*” dilengkapi dengan “*casting*”.
- Bagian kopling (yang menghubungkan “*propeller*” dan motor) harus selalu tertutup dan dilengkapi dengan strainer (saringan atau filter) yang digunakan untuk menyaring kotoran agar tidak masuk pompa.
- Harus cek valve secara berkala untuk mencegah timbulnya aliran balik.



- Diletakkan pada lantai dasar untuk keselamatan dan untuk kemudahan operator.

K. Alat transportasi seperti belt conveyor dan bucket elevator

- Dilengkapi dengan penutup agar tidak ada debu dan kotoran yang masuk

L. Instalasi listrik

- Dilengkapi dengan alat pengaman listrik otomatis
- Instalasi listrik dihubungkan ke tanah
- Peralatan yang sangat penting seperti *switcher* dan *transformator* sebaiknya diletakkan di tempat yang aman atau tersendiri
- Peralatan listrik dibawah tanah sebaiknya diberi tanda-tanda tertentu dengan jelas
- Sebaiknya disediakan pembangkit tenaga (*power supply*) cadangan
- Semua bagian pabrik harus diberikan penerangan yang cukup
- Distribusi beban harus seimbang antara bagian yang satu dengan bagian yang lain
- Dilengkapi dengan sistem pemadam kebakaran

M. Sistem perpipaan

- Dilengkapi isolasi panas untuk pipa steam
- Pengecatan pipa saluran dengan warna yang mudah dibedakan serta dapat menunjukkan karakteristik/sifat dari bahan yang ditransportasikan.
- Perpipaan sebaiknya diletakkan diatas permukaan tanah, karena apabila ditanam akan sulit diketahui apabila terjadi kebocoran.



- Bila perpipaan terpaksa harus ditanam, maka *fire shop drain* harus dipasang pada jarak yang teratur, mudah dilihat dan mudah dijangkau

E. Pada area pabrik secara umum/ keseluruhan

- Disediakan jalan diantara plant-plant yang berguna untuk kelancaran transportasi para pekerja serta memudahkan pengendalian pada saat keadaan darurat (misal: kebakaran)
- Disediakan hydrant disetiap plant (unit) untuk menanggulangi/ pencegahan awal pada saat terjadi kebakaran/ peledakan.
- Memasang alarm disetiap plant (unit) sebagai tanda peringatan awal adanya keadaan darurat.
- Disediakan pintu dan tangga darurat yang dapat digunakan sewaktu-waktu pada saat terjadi keadaan darurat.

### VII. 3. 3. Instalasi Pemadam Kebakaran

Instalasi semacam ini mutlak untuk setiap pabrik karena bahaya kebakaran mungkin terjadi dimanapun, terutama di tempat – tempat yang mempunyai instalasi pelistrikan. Kebakaran dapat disebabkan karena adanya api kecil, kemudian secara tidak terkontrol dapat menjadi kebakaran besar. Untuk meminimalkan kerugian material akibat bahaya kebakaran ini setiap pabrik harus memiliki dua macam instalasi pemadam kebakaran, yaitu :

- Instalasi tetap : *hydran, sprinkel, dry chemical power*
- Instalasi tidak tetap : *fire extinguisher*

Untuk instalasi pemadam tetap perangkatnya tidak dapat dibawa – bawa, diletakkan ditempat – tempat tertentu yang rawan bahaya kebakaran, misalnya : dekat reaktor, boiler,





diruang operasi ( Operasi Unit ), atau power station. Sedangkan instalasi pemadam kebakaran tidak tetap perangkatnya dapat dibawa dengan mudah ke tempat dimana saja.

Upaya pencegahan dan penanggulangan kebakaran di pabrik ini adalah :

- Peralatan seperti boiler atau peralatan lain yang mudah terbakar (meledak) diletakkan dibagian bawah serta di jauhkan dari peralatan lain
- Antara unit satu dengan unit yang lainnya diberi jarak yang cukup, tidak terlalu berdekatan untuk menghambat laju api dan memberi ruang yang cukup bagi usaha pemadaman bila sewaktu – waktu terjadi kebakaran.
- Bangunan – bangunan seperti : workshop (bengkel perbaikan), laboratorium quality control, serta kantor administrasi diletakkan terpisah dari operating unit dan power station
- Memberlakukan larangan merokok di lokasi pabrik
- Memberlakukan larangan membersihkan peralatan dengan menggunakan bensin atau solar
- Menempatkan instalasi pemadam kebakaran tetap berupa *hydran*, *dry chemical* dan *foam extinguisher* di tempat – tempat yang rawan bahaya kebakaran serta memiliki satu unit kendaraan pemadam kebakaran beserta anggota yang terlatih dan terampil.

## **BAB VIII INSTRUMENTASI**

### **VIII.1 Pendahuluan**

Instrumentasi merupakan sistem dan susunan yang dipakai di dalam suatu proses kontrol untuk mengatur jalannya proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Di dalam suatu pabrik kimia, pemakaian instrumen merupakan suatu hal yang penting karena dengan adanya rangkaian instrumen tersebut maka operasi semua peralatan yang ada di dalam pabrik dapat dimonitor dan dikontrol dengan cermat, mudah dan efisien. Dengan demikian, kondisi operasi selalu berada dalam kondisi yang diharapkan (*Ulrich, 1984*).

Secara umum, kerja dari alat-alat instrumen dapat dibagi dalam dua bagian yaitu operasi secara manual dan operasi secara otomatis. Penggunaan instrumen pada suatu peralatan proses bergantung pada pertimbangan ekonomis dari sistem peralatan itu sendiri. Menurut sifatnya konsep dasar pengendalian proses ada dua jenis, yaitu:

1. Pengendalian secara manual Tindakan pengendalian yang dilakukan oleh manusia. Sistem pengendalian ini merupakan sistem yang ekonomis karena tidak membutuhkan begitu banyak instrumentasi dan instalasi. Namun pengendalian ini berpotensi tidak praktis dan tidak aman karena sebagai pengendalinya adalah manusia yang tidak lepas dari kesalahan.

2. Pengendalian secara otomatis Berbeda dengan pengendalian secara manual, pengendalian secara otomatis menggunakan instrumentasi sebagai pengendali proses, namun manusia masih terlibat sebagai otak pengendali. Banyak pekerjaan manusia dalam pengendalian secara manual diambil alih oleh instrumentasi sehingga membuat sistem pengendalian ini sangat praktis dan menguntungkan.

Instrumentasi yang umum digunakan dalam pabrik adalah:

1. Variabel temperatur - Temperatur Indicator (TI) adalah instrumentasi yang digunakan untuk menunjukkan temperatur dari



suatu alat. - Temperatur Controller (TC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengontrol temperatur suatu alat. Dengan menggunakan temperatur controller, para engineer dapat melakukan pengendalian terhadap peralatan sehingga temperatur peralatan tetap berada dalam range yang diinginkan. Temperatur controller kadang-kadang juga dapat mencatat temperatur dari suatu peralatan secara berkala (Temperatur Recorder).

2. Variabel tinggi permukaan cairan - Level Indicator (LI) adalah instrumentasi yang digunakan untuk menunjukkan ketinggian cairan dalam suatu alat. - Level Controller (LC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengontrol ketinggian cairan dalam suatu alat. Dengan menggunakan level controller, para engineer juga dapat melakukan pengendalian ketinggian cairan dalam peralatan tersebut.

3. Variabel tekanan - Pressure Indicator (PI) adalah instrumentasi yang digunakan untuk menunjukkan tekanan operasi suatu alat. - Pressure Controller (PC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati tekanan operasi suatu alat. Para engineer juga dapat melakukan perubahan tekanan dari peralatan operasi. Pressure controller dapat jugadilengkapi pencatat tekanan dari suatu peralatan secara berkala (Pressure Recorder).

4. Variabel aliran cairan - Flow Indicator (FI) adalah instrumentasi yang digunakan untuk menunjukkan laju aliran atau cairan suatu alat. - Flow Controller (FC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati laju alir larutan atau cairan yang melalui suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.

Proses pengendalian pada pabrik ini menggunakan feedback control configuration karena selain biayanya relatif lebih murah dan pengaturan sistem pengendaliannya lebih sederhana. Konfigurasi ini mengukur secara langsung variabel yang ingin dikendalikan untuk mengatur harga variabel yang dimanipulasi. Tujuan pengendalian ini adalah untuk mempertahankan variabel yang dikendalikan pada level yang diinginkan (set point).

**VIII.2 Instrumentasi pada Pabrik Aluminium Sulfat**

Instrumentasi-instrumentasi yang digunakan pada pabrik *Aluminium Sulfat* adalah sebagai berikut :

**Tabel 8.1** Sistem Kontrol Pabrik Aluminium Sulfat

No.	Nama Alat	Instrumentasi
1.	Tangki Asam Sulfat (F-114)	Flow Control (FC)
2	Tangki pengenceran Asam Sulfat (M-115)	Flow Control (FC)
3.	Reactor (R-210)	Temperatur control (TC) Level control (LC)
4.	Evaporator (V-310)	Temperature control (TC)
5	Mixer (M-316)	Level control (LC)
6	Crystallizer (J-410)	Tempertaur control (TC)
7	Residu wahing centrifuge (J-413)	Flow control (FC)
8	Heater (H-414)	Flow control (FC)
9	Blower (H-514)	Flow control (FC)
10	Clarifier (H-526)	Level control (LC)



*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## **BAB IX**

### **PENGOLAHAN LIMBAH**

Dalam pabrik pupuk Aluminium Sulfat selama proses produksi menghasilkan limbah yang perlu diolah terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan. Limbah yang dihasilkan ada 2 macam yaitu :

#### **1. Limbah Padat**

Limbah padat berupa slury atau cake yang berasal dari filter, centrifuge, tangki pengendap

#### **2. Limbah Cair**

Limbah cair berupa air kondensat dan air pada tangki pengendap yang tidak digunakan untuk proses. Selain itu ir buangan sisa pencucian mesin dan peralatan pabrik, seperti oli atau minyak pelumas.

#### **3. Limbah gas**

Limbah gas yaitu berasal dari stack udara, dengan kandungan padatan yang terikut gas sangatlah kecil

### **Penanganan limbah pada pabrik Aluminium Sulfat**

#### **1. Limbah Padat**

Limbah padat pabrik Aluminium Sulfat sebagian besar berasal dari *fine residu separation* yang bersifat inorganik. Limbah padat (cake) ditampung dalam *residu disposial* dapat dimanfaatkan oleh industri lainnya, maka pabrik mendapat penghasilan tambahan.

#### **2. Limbah cair**

Limbah cair yang terdiri dari air kondensat bias digunakan kembali sebagai air proses atau air sanitasi, flocculant dan air buangan sisa pencucian mesin dan peralatan pabrik, seperti oli atau minyak pelumas ditampung dalam waste water tank, kemudian dialirkan menuju kolam netralisasi. Penambahan susu kapur atau  $\text{Ca(OH)}_2$  dengan konsentrasi tertentu dalam kolam netralisasi untuk menjaga pH sekitar 6,5–8,5 yang merupakan pH ideal untuk pertumbuhan



mikroorganisme dan membantu dalam pengendapan *sludge*. Kemudian air limbah dialirkan menuju kolam aerasi, dilakukan pengadukan dibantu oleh alat deaerator dan ditambahkan nutrisi secara kontinyu pada kolam tersebut. Setelah proses aerasi, air limbah dialirkan menuju *clarifier* untuk memisahkan air jernih dan lumpur yang mengendap. Air limbah dianalisis berdasarkan pH, warna, bau, BOD (*Biochemical Oxygen Demand*), COD (*Chemical Oxygen Demand*), dan TSS (*Total Suspended Solid*). Sedangkan lumpur dipompa balik ke kolam aerasi. Setelah air limbah yang telah dianalisa tersebut dinyatakan telah memenuhi baku mutu air limbah cair, maka air limbah dialirkan menuju sungai.

## **BAB X**

### **KESIMPULAN**

Dari uraian proses pabrik aluminium sulfat berbahan baku aluminium hidroksida dan asam sulfat dengan proses giulini ini dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Rencana operasi Pabrik Aluminium sulfat ini direncanakan beroperasi selama 330 hari operasi/ tahun dan 24 jam/ hari. Lokasi pendirian pabrik ini dikawasan industry JIPE, kota Gresik Jawa Timur

2. Kapasitas Kapasitas pabrik aluminun sulfat ini adalah 40.000 ton/tahun

3. Bahan baku

Bahan baku yang digunakan adalah:

- Asam sulfat 98% : 2546.185 kg/jam

-  $\text{Al}(\text{OH})_3$  : 1397.895 kg/jam

4. Proses

Pembuatan aluminun sulfat ini melalui beberapa tahapan proses yaitu :

- Tahap pertama yaitu tahap persiapan bahan baku dalam proses persiapan bahan baku utama yaitu  $\text{Al}(\text{OH})_3$  bahan baku yang lain yaitu  $\text{H}_2\text{SO}_4$  66%.

-Tahap kedua adalah reaksi proses dimana aluminium hidroksida berbentuk powder direaksikan dengan larutan asam sulfat dalam reaktor.

- Tahap ketiga adalah tahap evaporasi YANG terjadi di dalam evaporator.

-Tahap keempat adalah tahap kristalisisdengan menggunakan crystalizer Larutan aluminium sulfat terlebih dahulu menuju mixer untuk ditambahkan bubuk aluminium sulfat 1-2% sebagai bibit kristal.

-Tahap kelima adalah tahap pengeringan dengan menggunakan rotary dryer yang bertujuan untuk menghilangkan kandungan air pada produk sehingga produk memiliki kandungan air 0.1%.

-Tahap keenam adalah tahap penanganan produk terdiri atas proses penghalusan, pendinginan dengan udara, pengayakan dan





### Bab X Kesimpulan

---

pengemasan. Aluminium sulfat yang dihasilkan mengandung  $\text{Al}_2\text{O}_3$  sebesar 17.14%, dengan kadar  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  kurang dari 0,01% dan insoluble material 0,03%.

#### 5. Utilitas

- Total kebutuhan air sanitasi adalah  $43,2 \text{ m}^3/\text{hari}$
- Total kebutuhan air proses adalah  $64.79 \text{ m}^3/\text{hari}$
- Total kebutuhan air pendingin adalah  $187.4074 \text{ m}^3/\text{hari}$
- Total kebutuhan air boiler adalah  $1917.347 \text{ m}^3/\text{hari}$

#### 6. Limbah

- Limbah Padat

Limbah padat berupa slury atau cake yang berasal dari filter, centrifuge, tangki pengendap

- Limbah Cair

Limbah cair berupa air kondensat dan air pada tangki pengendap yang tidak digunakan untuk proses. Selain itu ir buangan sisa pencucian mesin dan peralatan pabrik, seperti oli atau minyak pelumas.

- Limbah gas

Limbah gas yaitu berasal dari stack udara, dengan kandungan padatan yang terikut gas sangatlah kecil

## DAFTAR NOTASI

No	Notasi	Keterangan	Satuan
1	m	massa	kg
2	BM	Berat molekul	g/gmol
3	T	Suhu	°C/°F/K
4	cp	Heat Capacity	kkal/kg°C
5	$\Delta H_f$	Enthalpy pembentukan	kkal/kmol
6	$\Delta H_f$	Enthalpy product	kkal
7	H	Enthalpy	kkal
8	H <sub>v</sub>	Enthalpy vapor	kkal/kg
9	H <sub>l</sub>	Enthalpy liquid	kkal/kg
10	Q	Panas	kkal
11	$\rho$	Densitas	gram/cm <sup>3</sup>
12	$\eta$	Efisiensi	%
13	$\mu$	Viskositas	cP
14	D	Diameter	in
15	H	Tinggi	in
16	P	Tekanan	atm
17	R	Jari-jari	in
18	T <sub>s</sub>	Tebal tangki	in
19	c	Faktor Korosi	-
20	E	Efisiensi sambungan	-
21	Th	Tebal head	in
22	$\Sigma F$	Total friksi	-
23	H <sub>c</sub>	Sudden contraction	ft.lbf/lbm
24	F <sub>f</sub>	Friction loss	ft.lbf/lbm
25	h <sub>ex</sub>	Sudden expansion	ft.lbf/lbm
26	G <sub>c</sub>	Gravitasi	lbm.ft/lbf.s <sup>2</sup>
27	A	Luas perpindahan panas	ft <sup>2</sup>
28	A	Area aliran	ft <sup>2</sup>

29	B	Baffle spacing	in
30	f	Faktor friksi	$\text{ft}^2/\text{in}^2$
31	G	Massa velocity	$\text{lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$
32	$h_{\text{ex}}$	Sudden expansion	$\text{ft.lbf/lbm}$
33	gc	Gravitasi	$\text{lbm.ft/lbf.s}^2$
34	A	Luas perpindahan panas	$\text{ft}^2$
35	a	Area aliran	$\text{ft}^2$
36	B	Baffle spacing	in
37	F	Faktor friksi	$\text{ft}^2/\text{in}^2$
38	G	Massa velocity	$\text{lb}/(\text{hr})(\text{ft}^2)$
39	k	Thermal conductivity	$\text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})$
40	qf	Debit fluida	$\text{cuft/s}$
41	L	Panjang shell course	in
42	n	Jumlah course	-

## DAFTAR PUSTAKA

- Badger, W.L and Julius T. Banchero. (1955). Introduction to Chemical Engineering. New York: McGraw-Hill.
- Bayliss, P. 1964. *The American Mineralogist: Some Properties of Alunogen from New South Wales*. New South Wales: Unpubl.Rept.
- Brownell, L. E., & Edwin H Young. (1959). Process Equipment Design. New York
- Buyan, F. M. (1987). *Patent No. 4714541*. New York.
- Donaldson, L. 1998. *The Manufacture Of Aluminium Sulfate*. New Zealand: FERNZ Chemicals NZ Ltd.
- Etal, H. R. (1965). *Patent No. 3226188*. Germany.
- Faith, K. 1950. *Industrial Chemicals*. Canada: United State of America.
- Geankoplis, C.J. (1993). Transport Processes and Unit Operations 3rd Edition. London : Prentice Hall International.
- George T. Austin, R. N. 1984. *Shreve's Chemical Process Industries*. New York: Mcraw-Hill.
- Hugot, E. (1986). Handbook of Cane Sugar Engineering, 3rd Edition. Amsterdam : Elsevier.
- Ismayanda, M. H. 2011. *Produksi Aluminium Sulfat dari Kaolin dan Asam Sulfat Dalam Reaktor Berpengaduk Menggunakan Proses Kering*. *Jurnal Rekayasa Kimia dan Lingkungan* ISSN 1412-5064, 53.
- Kern, D. Q. (1950). *Process Heat Transfer*. New York: McGrawHill. (Wilson, 1948) (Buyan, 1987)
- Khamirul Amin Matori, L. C. 2012. *Phase Transformations Of A-Alumina Made From Waste Aluminum Via A*

- Precipitation Technique. International Journal Molecular Sciences ISSN 1422-0067, 16812-16821.*
- Ludwig, E. (1977). *Applied Process Design for Chemical Engineering and Petrochemical Plants*. Texas: Gulf Publishing Company.
- Nikolic, C. 1971. *Hydrolysis of Aluminum Sulphate Solutions at High Temperatures*. London: The University of British Columbia.
- Perry, R.H., and Cecil, H.C. 2008. *Chemical Engineers Handbook, 8<sup>th</sup> edition*. San Fransisco: McGraw-Hill International Book Companies, Inc.
- Schurr, C. (1958). *Patent No. 1958*. Philadelphia.
- Ullman's. 1985. *Ullman's Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Gerrmany: Wiley-VCH.
- Ulrich, G.D. 1959. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*. New York: John Wiley & sons, Inc.
- Wilson, W. S. (1942). *Patent No. 2304133*. Monsanto.
- Wilson, W. S. (1948). *Patent No. 2452024*. Monsanto.

## APPENDIKS A NERACA MASSA

$$\begin{aligned}
 \text{Kapasitas produk pabrik} &= 40000 \text{ ton/ tahun} \\
 \text{Dalam 1 tahun beroperasi} &= 330 \text{ hari} \\
 \text{satuan massa} &= \text{kg} \\
 \text{Produksi perjam} &= \frac{40000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\
 &= 5050.505 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

### \* Kebutuhan bahan baku

Berdasarkan perhitungan overall neraca massa sesuai proses dari flowsheet menggunakan basis bahan baku aluminium hidroksida 80000 kg/jam didapatkan produk aluminium sulfat sebesar 289034.940 kg/jam.

Jika produk yang diinginkan sebesar 5050.505 kg/jam maka kebutuhan bahan baku aluminium hidroksida dengan kemurnian  $\text{Al(OH)}_3$  94.715 %  $\text{H}_2\text{O}_{\text{moist}}$  5%,  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  0.0095%,  $\text{SiO}_2$  0.0095%,  $\text{CaO}$  0.019%, dan  $\text{Na}_2\text{O}$  0.247% adalah sebagai berikut

$$\begin{aligned}
 \text{total bahan baku perjam} &= \frac{5050.505 \text{ kg/jam}}{289034.940 \text{ kg/jam}} \times 80000 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \\
 \text{total bahan baku aluminium hidroksida perjam} &= 1397.895 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}
 \end{aligned}$$

sedangkan untuk kebutuhan asam sulfat 98% adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \frac{\text{M H}_2\text{SO}_4 \text{ 98\% }^{(1)}}{\text{M H}_2\text{SO}_4 \text{ 98\% }^{(2)}} &= \frac{\text{M aluminium hidroksida }^{(1)}}{\text{M aluminium hidroksida }^{(2)}} \\
 \frac{\text{M H}_2\text{SO}_4 \text{ 98\% }^{(1)}}{145715.385 \text{ kg}} &= \frac{1397.895 \text{ kg}}{80000 \text{ kg}} \\
 \text{M H}_2\text{SO}_4 \text{ 98\% }^{(1)} &= 2546.185 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Keterangan :

( 1 ) : bahan baku yang dibutuhkan untuk memproduksi 5050.505 kg aluminium sulfat

( 2 ) : bahan baku yang didapatkan dari perhitungan basis Bahan baku aluminium hidroksida berasal dari PT. Bisindo Kencana yang memiliki kandungan air 5%, sehingga komposisi aluminium hidroksida kering adalah sebagai berikut:

Komposisi Aluminium Hidroksida kering (PT. Bisindo Kencana)

Komponen	% w/w	BM (gr/mol)	$\rho$ (gr/cm <sup>3</sup> ) (20°C)
$\text{Al(OH)}_3$	99.7 %	78	2.420

## Appendiks A-Perhitungan Neraca Massa

Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.01	%	159.7	5.24
SiO <sub>2</sub>	0.01	%	60	2.65
CaO	0.02	%	56	3.35
Na <sub>2</sub> O	0.26	%	62	2.27

Sehingga komposisi bahan baku aluminium hidroksida moist adalah sebagai berikut: (PT. Bisindo Kecana)

Komponen	% w/w	BM (gr/mol)	ρ (gr/cm <sup>3</sup> ) (20°C)
Al(OH) <sub>3</sub>	94.715	78	2.420
H <sub>2</sub> O	5	18	1.000
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0095	159.7	5.24
SiO <sub>2</sub>	0.0095	60	2.65
CaO	0.019	56	3.35
Na <sub>2</sub> O	0.247	62	2.27
<b>Jumlah</b>	<b>100</b>		

Jika dianalisa kandungan oksida Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> pada bahan baku adalah:  
(PT. Bisindo Kecana)

Komponen	% w/w	BM (gr/mol)	ρ (gr/cm <sup>3</sup> ) (20°C)
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	65	78	2.420
H <sub>2</sub> O(1000°C)	34.7	18	1
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0095	159.7	5.24
SiO <sub>2</sub>	0.0095	60	2.65
CaO	0.019	56	3.35
Na <sub>2</sub> O	0.247	62	2.27
<b>Jumlah</b>	<b>100.00</b>		

Secara teoritis % w/w kandungan Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> pada Al(OH)<sub>3</sub>

$$\begin{aligned}
 \% \text{ Al}_2\text{O}_3 &= \frac{\text{massa Al}_2\text{O}_3}{\text{massa Al(OH)}_3} \times 100\% \\
 &= \frac{102 \text{ gr}}{78 \times 2 \text{ gr}} \times 100 \% \\
 &= 65.3846 \%
 \end{aligned}$$

**Komposisi H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (PT. Petrokimia Gresik)**

Komponen	% Berat	BM (gr/mol)	ρ(gr/cm <sup>3</sup> )(20°C)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98	98	1.84
H <sub>2</sub> O	2	18	1
<b>Jumlah</b>	<b>100</b>		

**Komposisi Produk  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$  (Ulman's, 1985)**

Asumsi produk aluminium sulfat tidak mengandung *basicity*

(kebasahan) dan *acidity* (keasaman)

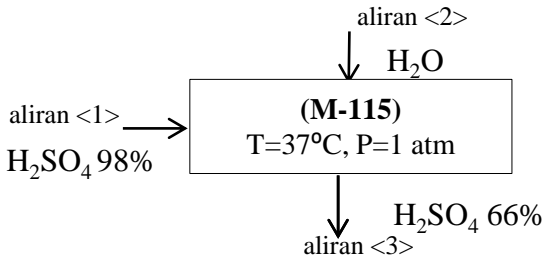
%w/w  $\text{Al}_2\text{O}_3$  menunjukkan kualitas koagulasi aluminium sulfat

atau menunjukkan senyawa kimia aktif untuk proses koagulasi

Komponen	% Berat	BM (gr/mol)	$\rho$ (gr/cm <sup>3</sup> ) (20°C)
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	99.821	594	1.69
$\text{H}_2\text{O}_{\text{moist}}$	0.100	18	1
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.003	159.7	5.24
$\text{SiO}_2$	0.003	60	2.65
$\text{CaO}$	0.005	56	3.35
$\text{Na}_2\text{O}$	0.068	62	2.27
<b>Jumlah</b>	100		

**1. Tangki Pengenceran  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (M-115)**

Fungsi : Pengenceran  $\text{H}_2\text{SO}_4$  98% menjadi 66% (didasarkan pada perhitungan contoh soal No. 1 di US3226188) selanjutnya akan masuk reaktor



Asumsi  $\text{H}_2\text{SO}_4$  di encerkan menjadi 66% (didasarkan US3226188)

**Diketahui :**

$$\begin{aligned}
 M_1 &= 2546.185 \text{ kg} \\
 \% \text{ wt } \text{H}_2\text{SO}_4 &= 66 \% \\
 &\text{keluar}
 \end{aligned}$$

**Neraca Massa Total**

$$\begin{aligned}
 M_1 + M_2 &= M_3 \\
 M_1 + M_2 &= M_3 \\
 (M_{98\% \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ <1>}} + M_{2\% \text{H}_2\text{O} \text{ <1>}}) + (M_{\text{H}_2\text{O} \text{ <2>}}) &= (M_{66\% \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ <3>}} + M_{34\% \text{H}_2\text{O} \text{ <3>}}) \\
 (98\% \cdot M_1 + 2\% \cdot M_1) + M_2 &= (66\% \cdot M_3 + 34\% \cdot M_3)
 \end{aligned}$$

**Keterangan :**

$$M_1 = \text{Massa } \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ 98\%}$$



$$M_2 = \text{Massa H}_2\text{O}$$

$$M_3 = \text{Massa H}_2\text{SO}_4 \text{ 66\%}$$

### Neraca Massa Komponen H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

$$M_{\text{H}_2\text{SO}_4 <1>} = M_{\text{H}_2\text{SO}_4 <3>}$$

$$98 \% \times M_1 = 66 \% \times M_3$$

$$0.98. \quad 2546.185 = 0.66 \cdot M_3$$

$$2495.261 = 0.66 \cdot M_3$$

$$M_3 = 3780.698$$

$$M_{\text{H}_2\text{SO}_4 <3>} = 0.66 \times 3780.698$$

$$= 2495.261 \text{ kg}$$

### Neraca Massa Komponen H<sub>2</sub>O

$$M_{\text{H}_2\text{O} <1>} + M_{\text{H}_2\text{O} <2>} = M_{\text{H}_2\text{O} <3>}$$

$$2 \% \times M_1 + 100\% \times M_2 = 34 \% \times M_3$$

$$0.02. \quad 2546.185 + M_2 = 0.34 \cdot 3780.698$$

$$50.924 + M_2 = 1285.437$$

$$M_2 = 1234.514 \text{ kg}$$

$$\text{Massa Masuk} = \text{Massa Keluar}$$

$$M_1 + M_2 = M_3$$

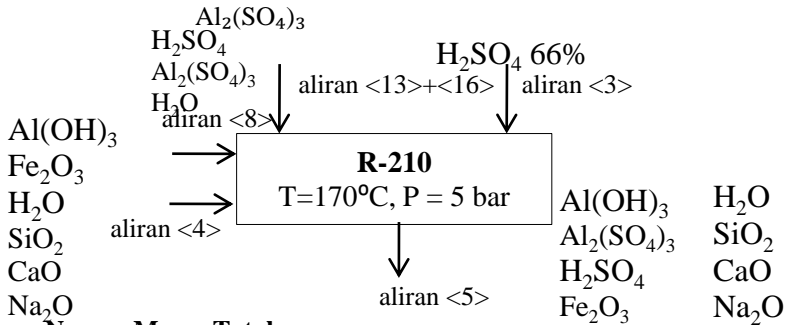
$$2546.185 + 1234.514 = 3780.698 \text{ kg}$$

$$3780.698 \text{ kg} = 3780.698 \text{ kg}$$

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komp	M (kg/jam)	% wt	Komp	M (kg/jam)	% wt
aliran <1>			aliran <3>		
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2495.261	98	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2495.261	66
H <sub>2</sub> O	50.924	2	H <sub>2</sub> O	1285.437	34
aliran <2>					
H <sub>2</sub> O	1234.514	100			
<b>Total</b>	3780.698		<b>Total</b>	3780.698	

## 2. Reaktor (R-210)

Fungsi : Untuk mereaksikan  $\text{Al}(\text{OH})_3$  dengan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  membentuk



### Neraca Massa Total

$$M_{\text{Al. } <3>} + M_{\text{Al. } <4>} + M_{\text{Al. } <8>} + M_{\text{Al. } <13>} + M_{\text{Al. } <16>} = M_{\text{Al. } <5>}$$

$$M_3 + M_4 + M_8 + M_{13} + M_{16} = M_5$$

### Keterangan :

$M_3$  : Massa bahan baku aluminium hidroksida masuk

$M_4$  : Massa asam sulfat 66% masuk

$M_5$  : Massa larutan aluminium sulfat yang terbentuk

$M_8$  : Massa recycle aluminium hidroksida yang tidak larut

$M_{13+16}$  : Massa recycle mother liquor dan hasil pencucian kristal yang memiliki komposisi larutan berupa  $\text{H}_2\text{SO}_4$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ , dan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

### Diketahui :

Bahan utama untuk proses reaksi adalah aluminium hidroksida dan asam sulfat, sehingga sumber tersebut dikelompokkan untuk memudahkan perhitungan

### Sumber aluminium hidroksida berasal dari $M_4$ dan $M_8$

$$M_4 = 1397.895 \text{ kg}$$

$$M_8 = 349.474 \text{ kg}$$

$$M_{\text{total}} = 1747.368 \text{ kg}$$

### Sumber asam sulfat berasal dari $M_4$ dan $M_8$

$$M_3 = 3780.698 \text{ kg}$$

$$M_8 = 851.897 \text{ kg}$$

$$M_{13} = 6209.891 \text{ kg}$$

$$M_{16} = 1103.005 \text{ kg}$$

## Appendiks A-Perhitungan Neraca Massa

$$M_{\text{total}} = 10842.485 \quad \text{kg}$$

Bahan baku aluminium hidroksida dengan kemurnian  $\text{Al}(\text{OH})_3$  94.715 %  
 $\text{H}_2\text{O}_{\text{moist}}$  5%,  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  0.0095%,  $\text{SiO}_2$  0.0095%,  $\text{CaO}$  0.019%, dan  $\text{Na}_2\text{O}$  0.247%, maka massa setiap komponen pada aliran <4> adalah :

$$\begin{aligned} M_{\text{Al}(\text{OH})_3 \text{ masuk}} &= \% \text{berat} \times M_4 \\ &= 94.715 \% \times 1397.895 \\ &= 1324.016 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} n_{\text{Al}(\text{OH})_3 \text{ masuk}} &= \frac{\text{massa Al}(\text{OH})_3}{\text{BM Al}(\text{OH})_3} \\ &= \frac{1324.016}{78} \\ &= 16.975 \quad \text{kmol} \end{aligned}$$

$$M_4 = 1397.895 \quad \text{kg} \qquad M_8 = 349.474 \quad \text{kg}$$

Komponen	% wt	$M_4$ (kg)	$M_8$ (kg)
$\text{Al}(\text{OH})_3$	94.715	1324.016	331.004
$\text{H}_2\text{O}$	5.000	69.895	17.474
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.010	0.133	0.033
$\text{SiO}_2$	0.010	0.133	0.033
$\text{CaO}$	0.019	0.266	0.066
$\text{Na}_2\text{O}$	0.247	3.453	0.863
<b>Total</b>	<b>100</b>	1397.895	

### M sumber aluminium hidroksida masuk reaktor

Komponen	% wt	$M_{<4+8>} \text{ (kg)}$	BM	mol (kmol)
$\text{Al}(\text{OH})_3$	94.715	1655.020	78	21.218
$\text{H}_2\text{O}$	5	87.368	18	4.854
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.0095	0.166	159.7	0.001
$\text{SiO}_2$	0.0095	0.166	60	0.003
$\text{CaO}$	0.019	0.332	56	0.006
$\text{Na}_2\text{O}$	0.247	4.316	62	0.070
<b>Total</b>	<b>100</b>	1747.368		

### M sumber Asam Sulfat Masuk Reaktor

Komponen	$M_3$ (kg)	$M_8$ (kg)	$M_{13}$ (kg)	$M_{16}$ (kg)
$\text{H}_2\text{SO}_4$	2495.261	41.757	364.542	11.275
$\text{H}_2\text{O}$	1285.437	304.411	4245.913	1042.263

$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$		505.728	1599.435	49.467
<b>Total</b>	3780.698	851.897	6209.891	1103.005

$M_3 + M_8 + M_{13} + M_{16}$

Komponen	$M_{<3+8+13+16>}$ (kg)	BM	mol (kmol)
$\text{H}_2\text{SO}_4$	2912.835	98	29.723
$\text{H}_2\text{O}$	6878.024	18	382.112
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	2154.631		
Total	11945.490		

**Diketahui :**

$$\begin{aligned}
 M_{\text{H}_2\text{SO}_4 <3>} &= 2495.261 \quad \text{kg} \\
 M_{\text{H}_2\text{O} <3>} &= 1285.437 \quad \text{kg} \\
 n_{\text{H}_2\text{SO}_4 <3>} &= \frac{\text{massa } \text{H}_2\text{SO}_4}{\text{BM } \text{H}_2\text{SO}_4} \\
 &= \frac{2912.835}{98} \\
 &= 29.723 \quad \text{kmol}
 \end{aligned}$$

### Reaksi

Berdasarkan US Patent US3226188, reaksi antara  $\text{Al}(\text{OH})_3$  dengan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  asumsi memiliki konversi reaksi 80%

	$2 \text{ Al}(\text{OH})_3$	+	$3 \text{ H}_2\text{SO}_4$	$\rightarrow$	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	+	$6 \text{ H}_2\text{O}$
m	21.218		29.723				
r	16.975		25.462		8.487		50.924
s	4.244		4.261		8.487		50.924

### Menghitung mol yang bereaksi dan mol yang terbentuk

Menghitung mol  $\text{Al}(\text{OH})_3$  yang bereaksi dengan konversi reaksi 80% dalam reaksi pembentukan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

$$\begin{aligned}
 \frac{n_{\text{Al}(\text{OH})_3 \text{ bereaksi}}}{n_{\text{Al}(\text{OH})_3 \text{ mula}}} \times 100\% &= 80\% \quad (\text{asumsi konversi 80\% dari Patents US3226188}) \\
 \frac{n_{\text{Al}(\text{OH})_3 \text{ bereaksi}}}{21.218} &= 0.8 \\
 n_{\text{Al}(\text{OH})_3 \text{ bereaksi}} &= 16.975 \quad \text{kmol} \\
 1 \text{ mol } \text{Al}(\text{OH})_3 &= \frac{n_{\text{Al}(\text{OH})_3 \text{ bereaksi}}}{\text{koefisien}} \\
 &= \frac{16.975}{2} \\
 &= 8.487 \quad \text{kmol}
 \end{aligned}$$

## Appendiks A-Perhitungan Neraca Massa

$$\begin{aligned}
 n_{\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi}} &= \frac{\text{koef H}_2\text{SO}_4}{\text{koef Al(OH)}_3} \times n_{\text{Al(OH)}_3 \text{ bereaksi}} \\
 &= \frac{3}{2} \times 16.975 \\
 &= 25.462 \quad \text{kmol} \\
 n_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \text{ terbentuk}} &= \frac{\text{koef Al}_2(\text{SO}_4)_3}{\text{koef Al(OH)}_3} \times n_{\text{Al(OH)}_3 \text{ bereaksi}} \\
 &= \frac{1}{2} \times 16.975 \\
 &= 8.487 \quad \text{kmol} \\
 n_{\text{H}_2\text{O terbentuk}} &= \frac{\text{koef H}_2\text{O}}{\text{koef Al(OH)}_3} \times n_{\text{Al(OH)}_3 \text{ bereaksi}} \\
 &= \frac{6}{2} \times 16.975 \\
 &= 50.924 \quad \text{kmol}
 \end{aligned}$$

### Neraca Massa Komponen Al(OH)<sub>3</sub>

$$\begin{aligned}
 M_{\text{Al(OH)}_3 <5>} &= M_{\text{Al(OH)}_3 <4+8>} - M_{\text{Al(OH)}_3 \text{ bereaksi}} \\
 M_{\text{Al(OH)}_3 <5>} &= M_{\text{Al(OH)}_3 <4+8>} + (n_{\text{Al(OH)}_3 \text{ bereaksi}} \times \text{BM}_{\text{Al(OH)}_3}) \\
 &= 1655.020 - (16.975 \times 78) \\
 M_{\text{Al(OH)}_3 <5>} &= 1655.020 - 1324.016 \\
 &= 331.004 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

### Neraca Massa Komponen H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned}
 M_{\text{H}_2\text{O} <5>} &= M_{\text{H}_2\text{O terbentuk}} + M_{\text{H}_2\text{O} <3>} + M_{\text{H}_2\text{O} <4>} + M_{\text{H}_2\text{O} <8>} + \\
 &\quad M_{\text{H}_2\text{O} <13>} + M_{\text{H}_2\text{O} <16>} \\
 &= n_{\text{H}_2\text{O terbentuk}} \times \text{BM}_{\text{H}_2\text{O}} + M_{\text{H}_2\text{O} <3>} + M_{\text{H}_2\text{O} <4>} + M_{\text{H}_2\text{O} <8>} \\
 &\quad + M_{\text{H}_2\text{O} <13>} + M_{\text{H}_2\text{O} <16>} \\
 &= 50.924 \times 18 + 1285.437 + 69.895 \\
 &\quad + 321.885 + 4245.913 + \\
 &\quad 1042.263 \\
 &= 916.626 + 1285.437 + \\
 &\quad 69.895 + 321.885 \\
 &\quad + 4245.913 + 1042.263 \\
 &= 7882.019 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

### Neraca Massa Komponen H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>

$$\begin{aligned}
 M_{\text{H}_2\text{SO}_4 <5>} &= M_{\text{H}_2\text{SO}_4 <3+8+13+16>} - M_{\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi}} \\
 M_{\text{H}_2\text{SO}_4 <5>} &= M_{\text{H}_2\text{SO}_4 <3+8+13+16>} - (n_{\text{H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi}} \times \text{BM}_{\text{H}_2\text{SO}_4}) \\
 &= 2912.835 - (25.462 \times 98)
 \end{aligned}$$

## Appendiks A-Perhitungan Neraca Massa

$$\begin{aligned} M_{H_2SO_4<5>} &= 2912.835 - 2495.26081 \\ &= 417.574 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

### Neraca Massa Komponen $Al_2(SO_4)_3$

$$\begin{aligned} M_{Al_2(SO_4)_3<5>} &= n_{Al_2(SO_4)_3 \text{ terbentuk}} \times BM_{Al_2(SO_4)_3} + M_{Al_2(SO_4)_3<3+8+13+16>} \\ &= 8.487 \quad \times \quad 342 \quad + \quad 2154.631 \\ &= 5057.281 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

### Neraca Massa Komponen $Fe_2O$

$$\begin{aligned} M_{Fe_2O<5>} &= M_{Fe_2O<4>} + M_{Fe_2O<8>} \\ &= 0.133 + 0.0332 \\ M_{Fe_2O<5>} &= 0.166 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

### Neraca Massa Komponen $SiO_2$

$$\begin{aligned} M_{SiO_2<5>} &= M_{SiO_2<4>} + M_{SiO_2<8>} \\ &= 0.133 + 0.0332 \\ M_{SiO_2<5>} &= 0.166 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

### Neraca Massa Komponen $CaO$

$$\begin{aligned} M_{CaO<5>} &= M_{CaO<4>} + M_{CaO<8>} \\ &= 0.266 + 0.0664 \\ M_{CaO<5>} &= 0.332 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

### Neraca Massa Komponen $Na_2O$

$$\begin{aligned} M_{Na_2O<5>} &= M_{Na_2O<4>} + M_{Na_2O<8>} \\ &= 3.453 + 0.86319996 \\ M_{Na_2O<5>} &= 4.316 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

aliran masuk			aliran keluar		
Komponen	M (kg/jam)	%w/w	Komponen	Massa(kg/jam)	%w/w
aliran <3+8+13+16>			aliran <5>		
$H_2SO_4$	2912.835	24.3844	$Al(OH)_3$	331.004	2.417
$H_2O$	6878.024	57.5784	$H_2O$	7882.019	57.563
$Al_2(SO_4)_3$	2154.631	18.0372	$Fe_2O_3$	0.166	0.001
aliran <4>			$Al_2(SO_4)_3$	5057.281	36.934
$Al(OH)_3$	1324.016	94.715	$SiO_2$	0.166	0.001
$H_2O$	69.895	5	$CaO$	0.332	0.002
$Fe_2O_3$	0.133	0.0095	$Na_2O$	4.316	0.032
$SiO_2$	0.133	0.0095	$H_2SO_4$	417.574	3.050
$CaO$	0.266	0.019			
$Na_2O$	3.453	0.247			
aliran <8>					
$Al(OH)_3$	331.004	94.715			

H <sub>2</sub> O	17.474	5			
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.033	0.0095			
SiO <sub>2</sub>	0.033	0.0095			
CaO	0.066	0.019			
Na <sub>2</sub> O	0.863	0.247			
<b>total</b>	<b>13692.858</b>		<b>total</b>	<b>13692.858</b>	

Secara Teoritis % berat oksida Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> pada aliran <5> besarnya adalah:

$$\% \text{wt Al}_2\text{O}_3 = \frac{\text{berat Al}_2\text{O}_3}{\text{berat sumber Al}_2\text{O}_3} \times 100\%$$

$$\begin{aligned} \text{pada Al}_2(\text{SO}_4)_3 &= \frac{\text{berat Al}_2\text{O}_3}{\text{berat Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}} \times 100\% \\ &= \frac{102 \text{ gr}}{342 \text{ gr}} \times 100 \% \\ &= 29.8246 \% \end{aligned}$$

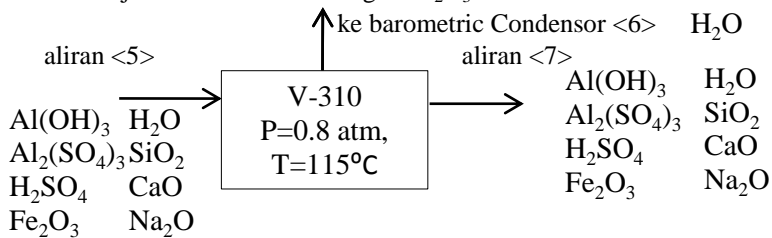
$$\begin{aligned} M_{\text{Al}_2\text{O}_3<5>} &= \% \text{wt Al}_2\text{O}_3 \times \text{berat Al}_2(\text{SO}_4)_3 \\ &= 29.8246 \% \times 5057.281 \text{ kg} \\ &= 1508.312 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% \text{ wt Al}_2\text{O}_3 \text{ pada aliran } <5> &= \frac{\text{berat Al}_2\text{O}_3}{\text{berat total aliran } <5>} \times 100 \% \\ &= \frac{1508.312}{13692.858} \times 100 \% \\ &= 11.015 \% \end{aligned}$$

### 3. Evaporator (V-310)

Fungsi : Untuk memekatkan larutan Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>

Berdasarkan US Patent 2452024, larutan Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> akan dipekatkan menjadi 17% berat kandungan Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>



**Neraca Massa Total :**

$$M_5 = M_6 + M_7$$

## Appendiks A-Perhitungan Neraca Massa

$$(M_{\text{Al(OH)}_3<5>} + M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3<5>} + M_{\text{H}_2\text{SO}_4<5>} = M_{\text{H}_2\text{O}<6>} + (M_{\text{Al(OH)}_3<7>} + M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3<7>} + M_{\text{Fe}_2\text{O}_3<5>} + M_{\text{H}_2\text{O}<5>} + M_{\text{ins.Mat}<5>})$$

$$M_{\text{H}_2\text{SO}_4<7>} + M_{\text{Fe}_2\text{O}_3<7>} + M_{\text{H}_2\text{O}<7>} + M_{\text{ins.Mat}<7>})$$

### Keterangan :

$M_5$  : Massa larutan aluminium sulfat masuk (feed)

$M_6$  : Massa air yang menguap

$M_7$  : Massa larutan aluminium sulfat pekat keluar

### Diketahui :

$$M_5 = 13692.858 \text{ kg}$$

$$\% \text{ wt}_{\text{Al}_2\text{O}_3<7>} = 17 \%$$

$$\% \text{ wt}_{\text{Al}_2\text{O}_3<5>} = \frac{M_{\text{Al}_2\text{O}_3<5>}}{M_5} \times 100 \%$$

$$= \frac{1508.312}{13692.858} \times 100\%$$

$$= 11.015 \%$$

### Menghitung $M_7$

$$\% \text{ wt}_{\text{Al}_2\text{O}_3<7>} = \frac{M_{\text{Al}_2\text{O}_3<7>}}{M_7} \times 100 \%$$

$$17\% = \frac{1508.312}{M_7} \times 100 \%$$

$$M_7 = \frac{1508.312}{0.17} \times 1$$

$$= 8872.423 \text{ kg}$$

asumsi hanya air yang menjadi uap dan tidak ada komponen yang terikut uap

### Menghitung Massa $\text{H}_2\text{O}$ yang menjadi uap ( $M_6$ )

### Neraca Massa Total

$$M_5 = M_6 + M_7$$

$$M_6 = M_5 - M_7$$

$$M_6 = 13692.858 \text{ kg} - 8872.423 \text{ kg}$$

$$M_{\text{H}_2\text{O}<6>} = 4820.436 \text{ kg}$$

### Neraca Massa Komponen $\text{Al(OH)}_3$

$$M_{\text{Al(OH)}_3<5>} = M_{\text{Al(OH)}_3<7>}$$

$$M_{\text{Al(OH)}_3<7>} = 331.004 \text{ kg}$$



**Neraca Massa Komponen  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$**

$$\begin{aligned} M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 <5>} &= M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 <7>} \\ M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 <7>} &= 5057.281 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen  $\text{Fe}_2\text{O}_3$**

$$\begin{aligned} M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <5>} &= M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <7>} \\ M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <7>} &= 0.166 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen  $\text{H}_2\text{O}$**

$$\begin{aligned} M_{\text{H}_2\text{O} <7>} &= M_{\text{H}_2\text{O} <5>} - M_{\text{H}_2\text{O} <6>} \\ M_{\text{H}_2\text{O} <7>} &= 7882.019 \quad \text{kg} - 4820.436 \quad \text{kg} \\ &= 3061.584 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen  $\text{SiO}_2$**

$$\begin{aligned} M_{\text{SiO}_2 <5>} &= M_{\text{SiO}_2 <7>} \\ M_{\text{SiO}_2 <5>} &= 0.166 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen  $\text{CaO}$**

$$\begin{aligned} M_{\text{CaO} <5>} &= M_{\text{CaO} <7>} \\ M_{\text{CaO} <5>} &= 0.332 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen  $\text{Na}_2\text{O}$**

$$\begin{aligned} M_{\text{Na}_2\text{O} <5>} &= M_{\text{Na}_2\text{O} <7>} \\ M_{\text{Na}_2\text{O} <5>} &= 4.316 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen  $\text{H}_2\text{SO}_4$**

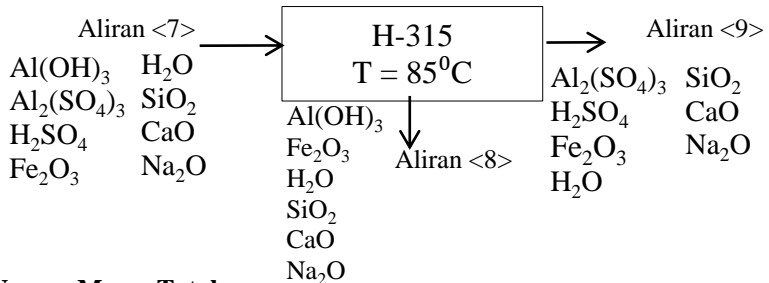
$$\begin{aligned} M_{\text{H}_2\text{SO}_4 <5>} &= M_{\text{H}_2\text{SO}_4 <7>} \\ M_{\text{H}_2\text{SO}_4 <7>} &= 417.574 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

aliran masuk			aliran keluar		
Komponen	M(kg/jam)	% w/w	Komponen	Massa (kg/jam)	% w/w
aliran <5>			al. barometric condensor <6>		
$\text{Al}(\text{OH})_3$	331.004	2.417	$\text{H}_2\text{O}$ uap	4820.436	100
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	5057.281	36.934	aliran <7>		
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.166	0.001	$\text{Al}(\text{OH})_3$	331.004	3.7307
$\text{H}_2\text{O}$	7882.019	57.563	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	5057.281	57
$\text{H}_2\text{SO}_4$	417.574	3.050	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.166	0.002

SiO <sub>2</sub>	0.166	0.001	H <sub>2</sub> O	3061.584	34.507
CaO	0.332	0.002	SiO <sub>2</sub>	0.166	0.002
Na <sub>2</sub> O	4.316	0.032	CaO	0.332	0.004
			Na <sub>2</sub> O	4.316	0.049
			H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	417.574	4.7064
<b>total</b>	<b>13692.858</b>		<b>total</b>	<b>13692.858</b>	

#### 4. Filter (H-315)

Fungsi : Untuk mendapatkan larutan aluminium sulfat dengan kemurnian tinggi karena dipisahkan dari aluminium hidroksida yang tidak bereaksi



#### Neraca Massa Total

$$M_7 = M_8 + M_9$$

#### Keterangan

- $M_7$  : Larutan aluminium sulfat dengan aluminium hidroksida yang tidak bereaksi
- $M_8$  : Aluminium hidroksida yang tidak bereaksi
- $M_9$  : Larutan aluminium sulfat dengan kemurnian lebih tinggi

#### Diketahui :

- Massa komponen yang masuk
- Asumsi aluminium hidroksida yang tidak bereaksi berbentuk padatan dan memiliki komposisi yang sama seperti aluminium hidroksida masuk reaktor sehingga massa impurities yang masih menempel pada aluminium hidroksida dapat dihitung dengan perbandingan % berat, sedangkan impurities sisanya akan lolos karena memiliki ukuran lebih kecil
- % berat komposisi aluminium hidroksida yang tidak bereaksi masuk
- Al(OH)<sub>3</sub> = 94.715%, H<sub>2</sub>O = 5%, Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> = 0.0095%, ins.Mat = 0.276%

- Asumsi  $\text{Al}(\text{OH})_3$  yang tidak bereaksi terpisah seluruhnya (100%)
- Asumsi liquid yang terikut padatan adalah 10%

**Komponen yang tidak lolos filter adalah sebagai berikut :**

**\*Padatan**

**Neraca Massa Komponen  $\text{Al}(\text{OH})_3$**

$$\begin{aligned}
 M_{\text{Al}(\text{OH})_3<7>} &= 331.004 \text{ kg} \\
 M_{\text{Al}(\text{OH})_3<8>} &= 331.004 \text{ kg} \times 100\% = 331.004 \text{ kg} \\
 M_{\text{Al}(\text{OH})_3<9>} &= M_{\text{Al}(\text{OH})_3<7>} - M_{\text{Al}(\text{OH})_3<8>} \\
 &= 331.004 - 331.004 \\
 &= 0 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen  $\text{Fe}_2\text{O}_3$**

$$\begin{aligned}
 M_{\text{Fe}_2\text{O}_3<7>} &= 0.166 \text{ kg} \\
 M_{\text{Fe}_2\text{O}_3<8>} &= \frac{0.0095\%}{94.715\%} \times 331.004 = 0.033 \text{ kg} \\
 M_{\text{Fe}_2\text{O}_3<9>} &= M_{\text{Fe}_2\text{O}_3<7>} - M_{\text{Fe}_2\text{O}_3<8>} \\
 &= 0.166 - 0.033 \\
 &= 0.1328 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen  $\text{H}_2\text{O}$**

$$\begin{aligned}
 M_{\text{H}_2\text{O}<7>} &= 3061.584 \text{ kg} \\
 M_{\text{H}_2\text{Opadatan}} &= \frac{5\%}{94.715\%} \times 331.004 = 17.474 \text{ kg} \\
 M_{\text{H}_2\text{Osisia}} &= M_{\text{H}_2\text{O}<7>} - M_{\text{H}_2\text{Opadatan}} \\
 &= 3061.584 - 17.474 \\
 &= 3044.110 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen  $\text{SiO}_2$**

$$\begin{aligned}
 M_{\text{SiO}_2<7>} &= 0.166 \text{ kg} \\
 M_{\text{SiO}_2<8>} &= \frac{0.0095\%}{94.715\%} \times 331.004 = 0.033 \text{ kg} \\
 M_{\text{SiO}_2<9>} &= M_{\text{SiO}_2<7>} - M_{\text{SiO}_2<8>} \\
 &= 0.166 - 0.033 \\
 &= 0.133 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen  $\text{CaO}$**

$$\begin{aligned}
 M_{\text{CaO}<7>} &= 0.332 \text{ kg} \\
 M_{\text{CaO}<8>} &= \frac{0.0190\%}{94.715\%} \times 331.004 = 0.066 \text{ kg} \\
 M_{\text{CaO}<9>} &= M_{\text{CaO}<7>} - M_{\text{CaO}<8>} \\
 &= 0.332 - 0.066
 \end{aligned}$$

## Appendiks A-Perhitungan Neraca Massa

$$= 0.266 \text{ kg}$$

### Neraca Massa Komponen $\text{Na}_2\text{O}$

$$M_{\text{Na}_2\text{O}<7>} = 4.316 \text{ kg}$$

$$M_{\text{Na}_2\text{O}<8>} = \frac{0.2470}{94.715} \% \times 331.004 = 0.863 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} M_{\text{Na}_2\text{O}<9>} &= M_{\text{Na}_2\text{O}<7>} - M_{\text{Na}_2\text{O}<8>} \\ &= 4.316 - 0.863 \\ &= 3.453 \text{ kg} \end{aligned}$$

### \*Larutan

#### Neraca Massa Komponen $\text{H}_2\text{O}$

$$M_{\text{H}_2\text{O}\text{Sisa}} = 3044.110 \text{ kg}$$

$$M_{\text{H}_2\text{O}\text{larutan}} = \frac{10}{100} \% \times 3044.110 = 304.411 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} M_{\text{H}_2\text{O}<9>} &= M_{\text{H}_2\text{O}\text{Sisa}} - M_{\text{H}_2\text{O}\text{larutan}} \\ &= 3044.110 - 304.411 \\ &= 2739.699 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M_{\text{H}_2\text{O}<8>} &= M_{\text{H}_2\text{O}\text{padatan}} + M_{\text{H}_2\text{O}\text{larutan}} \\ &= 17.474 + 304.411 \\ &= 321.885 \text{ kg} \end{aligned}$$

#### Neraca Massa Komponen $\text{H}_2\text{SO}_4$

$$M_{\text{H}_2\text{SO}_4<7>} = 417.574 \text{ kg}$$

$$M_{\text{H}_2\text{SO}_4<8>} = \frac{10}{100} \times 417.574 = 41.757 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} M_{\text{H}_2\text{SO}_4<9>} &= M_{\text{H}_2\text{SO}_4<7>} - M_{\text{H}_2\text{SO}_4<8>} \\ &= 417.574 - 41.757 \\ &= 375.817 \text{ kg} \end{aligned}$$

#### Neraca Massa Komponen $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

$$M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3<7>} = 5057.281 \text{ kg}$$

$$M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3<8>} = \frac{10}{100} \times 5057.281 = 505.728 \text{ kg}$$

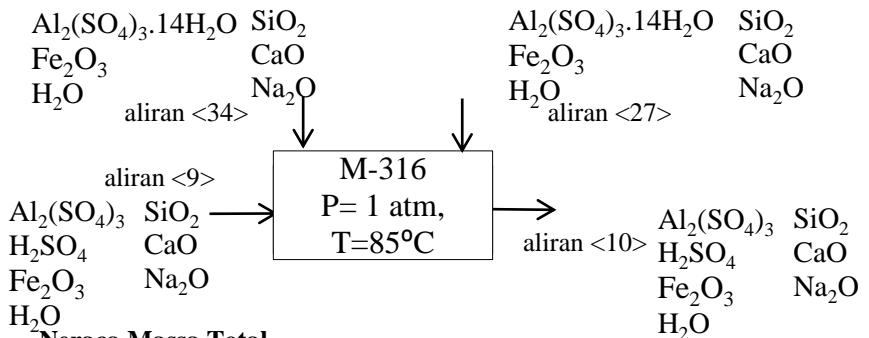
$$\begin{aligned} M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3<9>} &= M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3<7>} - M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3<8>} \\ &= 5057.281 - 505.728 \\ &= 4551.553 \text{ kg} \end{aligned}$$

Aliran Masuk			Aliran Keluar		
Komponen	Massa (kg)	%wt	Komponen	Massa (kg)	%wt
Aliran <7>			Aliran <9>		
$\text{Al}(\text{OH})_3$	331.004	3.73071	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	4551.553	59.334

$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	5057.281	57.000	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.133	0.002
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.166	0.002	$\text{H}_2\text{O}$	2739.699	35.715
$\text{H}_2\text{O}$	3061.584	34.507	$\text{SiO}_2$	0.133	0.0017
$\text{SiO}_2$	0.166	0.002	$\text{CaO}$	0.266	0.0035
$\text{CaO}$	0.332	0.004	$\text{Na}_2\text{O}$	3.453	0.045
$\text{Na}_2\text{O}$	4.316	0.049	$\text{H}_2\text{SO}_4$	375.817	4.8992
$\text{H}_2\text{SO}_4$	417.574	4.706	<b>Aliran &lt;8&gt;</b>		
			$\text{Al}(\text{OH})_3$	331.004	27.552
			$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.033	0.0028
			$\text{H}_2\text{O}$	321.885	26.793
			$\text{SiO}_2$	0.033	0.0028
			$\text{CaO}$	0.066	0.0055
			$\text{Na}_2\text{O}$	0.863	0.0719
			$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	505.728	42.096
			$\text{H}_2\text{SO}_4$	41.757	3.4758
<b>Total</b>	8872.423		<b>Total</b>	8872.423	

### 5. Mixer (M-316)

Fungsi : Untuk mencampur larutan pekat dari tangki pengendap, dari tangki bibit kristal  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$ , dari scrubber



### Neraca Massa Total

$$M_9 + M_{13} + M_{27} + M_{34} = M_{10}$$

### Keterangan :

$M_9$  : Massa larutan aluminium sulfat pekat dari evaporator

$M_{10}$  : Massa aluminium sulfat *suspense*

$M_{29}$  : Massa bibit kristal aluminium sulfat dari *cyclone*

$M_{34}$  : Massa larutan aluminium sulfat dari scrubber

**Diketahui :**

Massa komponen pada setiap aliran yang terdapat pada tabel

Komponen yang larut dalam air adalah  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$  dan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

sedangkan komponen yang lainnya tidak larut dalam air

**Neraca Massa Komponen**

$$\begin{aligned}
 M_{\text{Fe}_2\text{O}_3<9>} + M_{\text{Fe}_2\text{O}_3<11>} + M_{\text{Fe}_2\text{O}_3<29>} + M_{\text{Fe}_2\text{O}_3<34>} &= M_{\text{Fe}_2\text{O}_3<10>} \\
 0.133 + 0.002 + 0.0003 &= M_{\text{Fe}_2\text{O}_3<10>} \\
 + 0 & \\
 M_{\text{Fe}_2\text{O}_3<10>} &= 0.135 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

aliran masuk			aliran keluar		
Komponen	M(kg/jam)	%w/w	Komponen	M (kg/jam)	%w/w
aliran <9>			aliran <10>		
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	4551.553	59.3341	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	4595.238	38.720
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.133	0.00173	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.135	0.001
$\text{H}_2\text{O}$	2739.699	35.7148	$\text{H}_2\text{O}$	6892.857	58.080
$\text{SiO}_2$	0.133	0.00173	$\text{SiO}_2$	0.135	0.001
$\text{CaO}$	0.266	0.00346	$\text{CaO}$	0.272	0.002
$\text{Na}_2\text{O}$	3.453	0.04501	$\text{Na}_2\text{O}$	3.502	0.030
$\text{H}_2\text{SO}_4$	375.817	4.89916	$\text{H}_2\text{SO}_4$	375.817	3.167
aliran <29>					
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	64.493	99.8543			
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.002	0.00263			
$\text{H}_2\text{O}$	0.043	0.06679			
$\text{SiO}_2$	0.002	0.00263			
$\text{CaO}$	0.003	0.00531			
$\text{Na}_2\text{O}$	0.044	0.06834			
aliran <34>					
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	11.381	0.27542			
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.0003	7.3E-06			
$\text{H}_2\text{O}$	4120.926	99.7244			
$\text{SiO}_2$	0.0004	9.7E-06			
$\text{CaO}$	0.0030	7.3E-05			
$\text{Na}_2\text{O}$	0.0053	0.00013			
<b>total</b>	<b>11867.955</b>		<b>total</b>	<b>11867.955</b>	

Kelarutan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$  dalam air adalah 37.67kg  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$  /100 kg  $\text{H}_2\text{O}$ , maka dalam alat mixer ini  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$  akan larut menjadi  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  sebanyak 37.67% dan sisanya tidak larut

$$M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}<8>} = 75.874 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned}
 M_{H_2O<8>} &= 6892.857 \text{ kg} \\
 M_{total} &= 6968.730 \text{ kg} \\
 \text{Jika dalam } 6892.857 \text{ kg air seharusnya terdapat } 2596.539 \text{ kg} \\
 Al_2(SO_4)_3 \text{ terlarut sehingga } 75.874 << 2596.539, \text{ maka asumsi} \\
 Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O \text{ terlarut seluruhnya menjadi } Al_2(SO_4)_3
 \end{aligned}$$

### Neraca Massa Komponen $Al_2(SO_4)_3$

$$\begin{aligned}
 M_{Al_2(SO_4)_3<10>} &= \frac{BM_{Al_2(SO_4)_3}}{BM_{Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O}} \times M_{Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O<10>} \\
 &= \frac{342}{594} \times 75.874 \\
 &= 43.685 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

### Neraca Massa Komponen $H_2O$

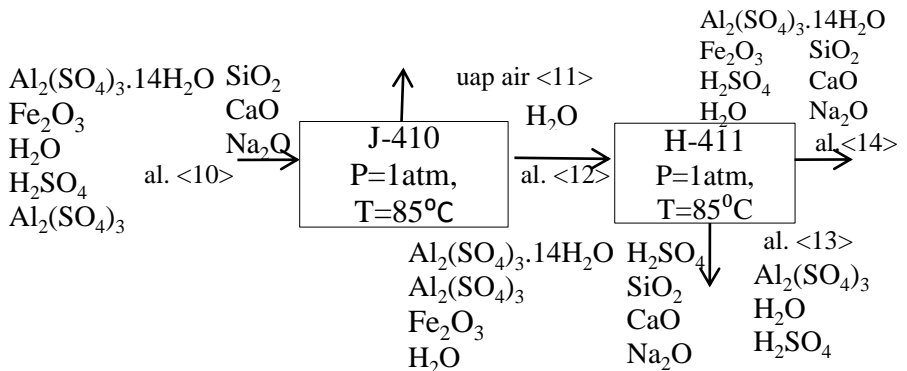
$$\begin{aligned}
 M_{H_2O<10>} &= \frac{14 \times BM_{H_2O}}{BM_{Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O}} \times M_{Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O<10>} \\
 &= \frac{252}{594} \times 75.874 \\
 &= 32.189 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

### Keterangan:

S : Larutan  
C : Crystal

### 6. Crystallizer (J-410) dan centrifuge (H-411)

Fungsi : Sebagai tempat pembentukan kristal  $Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$ , berjalan selama 30 menit



Berdasarkan literatur Mc. Cabe and Smith, untuk mengetahui berapa kristal yang terbentuk maka harus diketahui % berat komponen yang berperan dalam

## Appendiks A-Perhitungan Neraca Massa

proses kristalisasi, dalam perhitungan ini komponen tersebut adalah  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  dan  $\text{H}_2\text{O}$

$$\begin{aligned}
 \% \text{ wt}_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 <10>} &= \frac{\text{berat Al}_2(\text{SO}_4)_3}{\text{berat Al}_2(\text{SO}_4)_3 + \text{berat H}_2\text{O}} \times 100\% \\
 &= \frac{4595.238}{4595.238 + 6892.857} \times 100\% \\
 &= 40 \% \\
 \% \text{ wt}_{\text{H}_2\text{O} <10>} &= 100\% - 40\% \\
 &= 60 \%
 \end{aligned}$$

Perhitungan neraca komponen kristalisasi berdasarkan Mc. Cabe & Smith  
 Dalam 11488.094 kg larutan, terdapat 40%  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  dan 60%  $\text{H}_2\text{O}$   
 Suhu *crystallizer* = 85°C, asumsi terjadi penguapan 5%  $\text{H}_2\text{O}$  dari total  
 $\text{H}_2\text{O}$  yaitu 344.643 kg

*The solubility of g Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>/100g H<sub>2</sub>O in water* (Kaj Thomsen, 2009)  
 dan berdasarkan Ullman's adalah sebesar 37.67 kg/100 kg  $\text{H}_2\text{O}$   
 $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  dalam mother liquor = 37,67%,  $\text{H}_2\text{O}$  = 62,33%.

$$\begin{aligned}
 \text{Per } 11488.094 \text{ kg larutan,} \\
 M_{\text{H}_2\text{O} <10>} &= 60\% \times 11488.094 \\
 &= 6892.857 \text{ kg} \\
 M_{\text{H}_2\text{O} <11>} &= 5\% \times 6892.857 \\
 &= 344.643 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 <10>} &= \frac{M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \text{ larut}}}{M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3} + M_{\text{H}_2\text{O}}} \times S + \frac{BM_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3} \times C}{BM_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}}} \\
 4595.238 &= \frac{37.670}{137.670} \times S + \frac{342}{594} \times C \\
 &= 0.274 \cdot S + 0.576 \cdot C \\
 M_{\text{H}_2\text{O} <10>} &= \frac{M_{\text{H}_2\text{O}}}{M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3} + M_{\text{H}_2\text{O}}} + \frac{BM_{\text{H}_2\text{O}} \times C}{BM_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}}} + 344.64 \\
 6892.857 &= \frac{100}{137.670} \times S + \frac{252}{594} \times C + 344.64 \\
 &= 0.726 \cdot S + 0.424 \cdot C
 \end{aligned}$$

Setelah dilakukan perhitungan eliminasi didapatkan nilai

$S$  (*Liquor*) : 6026.132 kg

$C$  (*Crystal*) : 5117.319 kg

Dalam 6026.132 kg *liquor* terdapat komponen :



## Appendiks A-Perhitungan Neraca Massa

$$\begin{aligned}
 M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 <12>} &= 0.274 \times S = 0.274 \times 6026.132 \\
 &= 1648.903 \text{ kg} \\
 M_{\text{H}_2\text{O} <12>} &= 0.726 \times S = 0.726 \times 6026.132 \\
 &= 4377.230 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

### *Crystallizer*

aliran masuk			aliran keluar		
Komponen	M (kg/jam)	%w/w	Komponen	M (kg/jam)	%w/w
aliran <10>			aliran <12>		
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	4595.237736	38.7197	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	1648.903	14.309
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.135	0.00114	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.135	0.001
$\text{H}_2\text{O}$	6892.857	58.0796	$\text{H}_2\text{O}$	4377.230	37.986
$\text{SiO}_2$	0.135	0.00114	$\text{SiO}_2$	0.135	0.001
$\text{CaO}$	0.272	0.00229	$\text{CaO}$	0.272	0.002
$\text{Na}_2\text{O}$	3.502	0.02951	$\text{Na}_2\text{O}$	3.502	0.030
$\text{H}_2\text{SO}_4$ sisa	375.817	3.16665	$\text{H}_2\text{SO}_4$ sisa	375.817	3.261
			$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5117.319	44.408
			uap air <11>		
			$\text{H}_2\text{O}$	344.643	100
<b>total</b>	11867.955		<b>total</b>	11867.955	

### *Centrifuge*

aliran masuk			aliran keluar		
Komponen	M(kg/jam)	%w/w	Komponen	M (kg/jam)	%w/w
aliran <12>			aliran <14>		
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	1648.903	14.3093	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5117.319	96.309
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.135	0.00117	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.135	0.003
$\text{H}_2\text{O}$	4377.230	37.9859	$\text{H}_2\text{O}$	131.317	2.471
$\text{SiO}_2$	0.135	0.00117	$\text{SiO}_2$	0.135	0.003
$\text{CaO}$	0.272	0.00236	$\text{CaO}$	0.272	0.005
$\text{Na}_2\text{O}$	3.502	0.03039	$\text{Na}_2\text{O}$	3.502	0.067
$\text{H}_2\text{SO}_4$ sisa	375.817	3.26136	$\text{H}_2\text{SO}_4$ sisa	11.275	0.214
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5117.319	44.4084	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	49.467	25.225
			aliran <13> (mother liquor)		
			$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	1599.435	25.756
			$\text{H}_2\text{O}$	4245.913	68.373
			$\text{H}_2\text{SO}_4$	364.542	5.870
<b>total</b>	11523.312		<b>total</b>	11523.312	

Densitas setiap komponen adalah ( $T = 85^\circ\text{C}$ ):

$$\% \text{ H}_2\text{SO}_4 = \frac{375.817}{375.817 + 4377.230} \times 100\% = 7.907 \%$$

## Appendiks A-Perhitungan Neraca Massa

$$\begin{aligned}
 \rho_{\text{H}_2\text{SO}_4} &= 1.022 \text{ gr/cm}^3 \text{ (Perry, hal 2-112)} \quad (\text{fase liquid}) \\
 \% \text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 &= \frac{1648.903}{1648.903 + 4377.230} \times 100\% = 27.363 \% \\
 \rho_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3} &= 1.152 \text{ gr/cm}^3 \text{ (software aspen plus)} \quad (\text{fase liquid}) \\
 \rho_{\text{Fe}_2\text{O}_3} &= 5.240 \text{ gr/cm}^3 \quad (\text{fase solid}) \\
 \rho_{\text{SiO}_2} &= 2.650 \text{ gr/cm}^3 \quad (\text{fase solid}) \\
 \rho_{\text{CaO}} &= 3.350 \text{ gr/cm}^3 \quad (\text{fase solid}) \\
 \rho_{\text{Na}_2\text{O}} &= 2.270 \text{ gr/cm}^3 \quad (\text{fase solid}) \\
 \rho_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}} &= 1.690 \text{ gr/cm}^3 \quad (\text{fase solid})
 \end{aligned}$$

sehingga asumsi komponen yang terikut *mother liquor* adalah  $\text{H}_2\text{SO}_4$

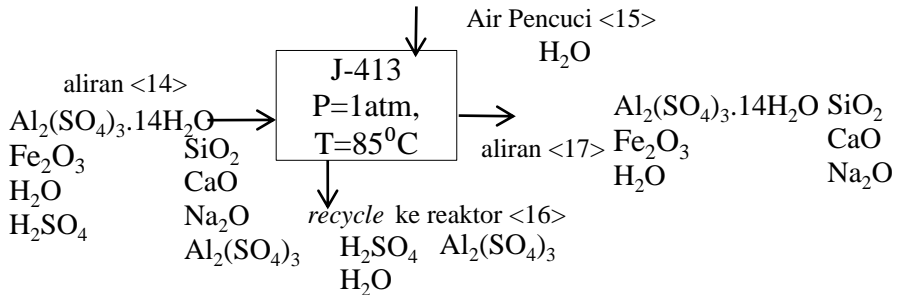
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ , dan  $\text{H}_2\text{O}$  (yang memiliki densitas kecil (fase *liquid*))

*Mother liquor* dari *centrifuge* akan kembali menuju *mixer*, dengan suhu operasi  $85^\circ\text{C}$ , maka  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  akan menjadi bibit kristal

$$\begin{aligned}
 \text{total liquor keluar } <13> &= 1599.435 + 4245.913 \\
 &= 5845.348 \text{ kg} \\
 \text{Asumsi efisiensi } \textit{centrifuge} &= 97 \% \text{ maka } \text{H}_2\text{O} \text{ dalam produk:} \\
 M_{\text{H}_2\text{O}} <13> &= 97\% \times M_{\text{H}_2\text{O}} <12> \\
 &= 0.97 \times 4377.230 \\
 &= 4245.913 \text{ kg} \\
 M_{\text{H}_2\text{O}} <14> &= M_{\text{H}_2\text{O}} <12> - M_{\text{H}_2\text{O}} <13> \\
 &= 4377.230 - 4245.913 \\
 &= 131.317 \text{ kg} \\
 \text{Asumsi efisiensi } \textit{centrifuge} &= 97 \% \text{ maka } \text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \text{ dalam produk:} \\
 M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3} <13> &= 97\% \times M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3} <12> \\
 &= 0.97 \times 1648.903 \\
 &= 1599.435 \text{ kg} \\
 M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3} <14> &= M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3} <12> - M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3} <13> \\
 &= 1648.903 - 1599.435 \\
 &= 49.467 \text{ kg} \\
 \text{Asumsi efisiensi } \textit{centrifuge} &= 97 \% \text{ maka } \text{H}_2\text{SO}_4 \text{ dalam produk:} \\
 M_{\text{H}_2\text{SO}_4} <13> &= 97\% \times M_{\text{H}_2\text{SO}_4} <12> \\
 &= 0.97 \times 375.817 \\
 &= 364.542 \text{ kg} \\
 M_{\text{H}_2\text{SO}_4} <14> &= M_{\text{H}_2\text{SO}_4} <12> - M_{\text{H}_2\text{SO}_4} <13> \\
 &= 375.817 - 364.542 \\
 &= 11.275 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

## 7. Pencucian Produk (J-413)

Fungsi : Untuk memisahkan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{SO}_4$  dari  $\text{H}_2\text{SO}_4$  sisa



### Neraca Massa Total

$$M_{14} + M_{15} = M_{16} + M_{17}$$

#### Keterangan :

$M_{14}$  : Massa Kristal dan *Mother Liquor* masuk (*feed*)

$M_{15}$  : Massa air pencuci

$M_{16}$  : Massa  $\text{H}_2\text{SO}_4$  direcycle ke reaktor

$M_{17}$  : Massa kristal basah

#### Diketahui :

Larutan pencuci berupa air sebanyak 20% dari bahan masuk

Asumsi  $\text{H}_2\text{SO}_4$  sisa dan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  terikut seluruhnya (100%) ke

air pencuci karena air yang digunakan untuk pencucian memiliki jumlah yang jauh lebih besar

### Neraca Massa Komponen $\text{H}_2\text{O}$

$$\begin{aligned} M_{\text{H}_2\text{O}<15>} &= 20 \% \times M_{14} \\ &= 0.2 \times 5263.954 \\ &= 1052.791 \text{ kg} \end{aligned}$$

Asumsi  $\text{H}_2\text{O}$  yang terikut produk adalah 1% dari air pencuci

$$\begin{aligned} M_{\text{H}_2\text{O}<16>} &= 0.990 \times M_{\text{H}_2\text{O}<15>} \\ &= 0.990 \times 1052.791 \\ &= 1042.263 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$M_{\text{H}_2\text{O}<17>} = M_{\text{H}_2\text{O}<14>} + M_{\text{H}_2\text{O}<15>} - M_{\text{H}_2\text{O}<16>}$$

$$M_{\text{H}_2\text{O}<17>} = 131.317 + 1052.791 - 1042.263$$

$$M_{\text{H}_2\text{O}<17>} = 141.845 \text{ kg}$$

### Neraca Massa Komponen $\text{H}_2\text{SO}_4$

$$\begin{aligned} M_{\text{H}_2\text{SO}_4<16>} &= 100\% \times M_{\text{H}_2\text{SO}_4<12>} \\ &= 1 \times 11.275 \end{aligned}$$

## Appendiks A-Perhitungan Neraca Massa

$$\begin{aligned}
 &= 11.275 \quad \text{kg} \\
 M_{\text{H}_2\text{SO}_4<17>} &= M_{\text{H}_2\text{SO}_4<14>} - M_{\text{H}_2\text{SO}_4<16>} \\
 &= 11.275 - 11.275 \\
 &= 0 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

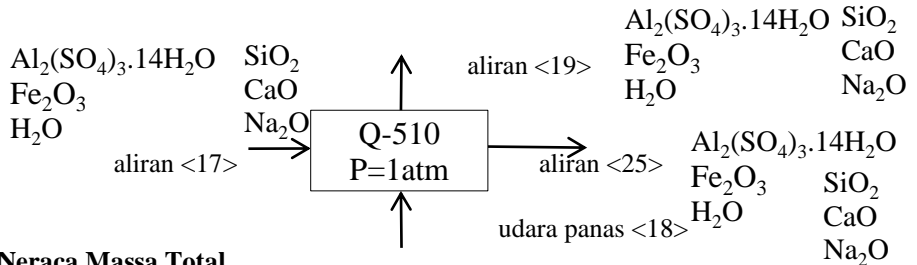
### Neraca Massa Komponen $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

$$\begin{aligned}
 M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3<16>} &= 100\% \times M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3<12>} \\
 &= 1 \times 49.467 \\
 &= 49.467 \quad \text{kg} \\
 M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3<17>} &= M_{\text{H}_2\text{SO}_4<14>} - M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3<16>} \\
 &= 49.467 - 49.467 \\
 &= 0 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

aliran masuk			aliran keluar		
Komponen	M (kg/jam)	%w/w	Komponen	M (kg/jam)	%w/w
aliran <14>			ke reaktor<16>		
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5117.319	97.214	$\text{H}_2\text{SO}_4$ sisa	11.275	1.022
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.135	0.003	$\text{H}_2\text{O}$	1042.263	94.493
$\text{H}_2\text{O}$	131.317	2.495	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	49.467	4.485
$\text{SiO}_2$	0.135	0.003			
$\text{CaO}$	0.272	0.005			
$\text{Na}_2\text{O}$	3.502	0.067			
$\text{H}_2\text{SO}_4$ sisa	11.275	0.214			
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	49.467	0.931	aliran <17>		
air pencuci <15>			$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5117.319	97.228
$\text{H}_2\text{O}$	1052.791	100	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.135	0.003
			$\text{H}_2\text{O}$	141.845	2.695
			$\text{SiO}_2$	0.135	0.003
			$\text{CaO}$	0.272	0.005
			$\text{Na}_2\text{O}$	3.502	0.067
<b>total</b>	6366.212		<b>total</b>	6366.212	

### 8. Rotary Dryer (Q-510)

Fungsi : Untuk menguapkan air dan akan menghasilkan produk dengan kandungan air sebesar 0.1%



#### Neraca Massa Total

$$M_{17} + M_{18} = M_{19} + M_{25}$$

$$M_{19} = (M_{17} + M_{18}) - (M_{25})$$

#### Keterangan :

$M_{17}$  : Massa kristal aluminium sulfat *moist* masuk

$M_{18}$  : Massa udara panas masuk

$M_{19}$  : Massa kristal aluminium sulfat terikut udara kering ke *cyclone*

$M_{25}$  : Massa kristal aluminium sulfat dengan kandungan  $H_2O$  0.1%

#### Diketahui :

$H_2O$  pada aliran <25> sebesar 0.1% wt

Asumsi kristal yang terikut udara menuju *cyclone* sebesar 0.5% berat bahan masuk

#### Neraca Massa Komponen $Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$

$$M_{Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O <25>} = \frac{100}{100+0.5} \times M_{Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O <17>}$$

$$= 0.995 \times 5117.319$$

$$= 5091.860 \text{ kg}$$

$$M_{Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O <19>} = M_{Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O <17>} - M_{Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O <25>}$$

$$= 5117.319 - 5091.860$$

$$= 25.459 \text{ kg}$$

#### Neraca Massa Komponen $Fe_2O_3$

$$M_{Fe_2O_3 <25>} = \frac{100}{100+0.5} \times M_{Fe_2O_3 <17>}$$

$$= 0.995 \times 0.135$$

$$= 0.1341 \text{ kg}$$

$$M_{Fe_2O_3 <19>} = M_{Fe_2O_3 <17>} - M_{Fe_2O_3 <25>}$$

$$= 0.1348 - 0.1341$$

$$= 0.0007 \quad \text{kg}$$

**Neraca Massa Komponen SiO<sub>2</sub>**

$$M_{\text{SiO}_2<25>} = \frac{100}{100+0.5} \times M_{\text{SiO}_2<17>}$$

$$= 0.995 \times 0.135$$

$$= 0.134 \quad \text{kg}$$

$$M_{\text{SiO}_2<19>} = M_{\text{SiO}_2<17>} - M_{\text{SiO}_2<25>}$$

$$= 0.135 - 0.134$$

$$= 0.001 \quad \text{kg}$$

**Neraca Massa Komponen CaO**

$$M_{\text{CaO}<25>} = \frac{100}{100+0.5} \times M_{\text{CaO}<17>}$$

$$= 0.995 \times 0.272$$

$$= 0.271 \quad \text{kg}$$

$$M_{\text{CaO}<19>} = M_{\text{CaO}<17>} - M_{\text{CaO}<25>}$$

$$= 0.272 - 0.271$$

$$= 0.001 \quad \text{kg}$$

**Neraca Massa Komponen Na<sub>2</sub>O**

$$M_{\text{Na}_2\text{O}<25>} = \frac{100}{100+0.5} \times M_{\text{Na}_2\text{O}<17>}$$

$$= 0.995 \times 3.502$$

$$= 3.485 \quad \text{kg}$$

$$M_{\text{Na}_2\text{O}<19>} = M_{\text{Na}_2\text{O}<17>} - M_{\text{Na}_2\text{O}<25>}$$

$$= 3.502 - 3.485$$

$$= 0.017 \quad \text{kg}$$

**Neraca Komponen air**

$$\% \text{ wt } \text{H}_2\text{O}<25> = \frac{M_{\text{H}_2\text{O}<25>}}{M_{25}} \times 100\%$$

$$0.1\% = \frac{M_{\text{H}_2\text{O}<25>}}{M_{\text{H}_2\text{O}<25>} + M_{\text{komponen lain}<25>}} \times 100\%$$

$$0.001 = \frac{M_{\text{H}_2\text{O}<25>}}{M_{\text{H}_2\text{O}<25>} + 5095.884}$$

$$M_{\text{H}_2\text{O}<25>} = 0.001(M_{\text{H}_2\text{O}<25>} + 5095.884)$$

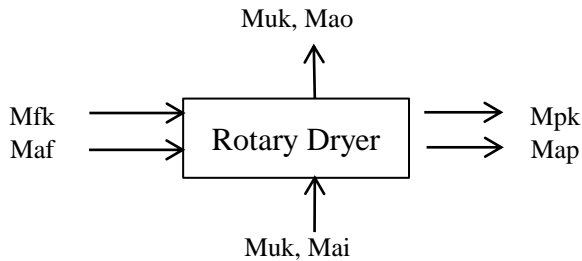
$$(1-0.001) M_{\text{H}_2\text{O}<25>} = 5.096 \quad \text{kg}$$

$$M_{\text{H}_2\text{O}<25>} = 5.101 \quad \text{kg}$$

$$\text{massa total produk} = \text{massa H}_2\text{O} + \text{massa total komponen lain}$$

## Appendiks A-Perhitungan Neraca Massa

massa total produk	=	5.101	+	5095.884	
	=	5100.985	kg	=	5.101 ton
Kebutuhan udara produk $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	=	2175.255	kg/jam		
(Berdasarkan perhitungan neraca Massa)					
total produk kristal $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	=	5100.985	kg/jam		
temperatur udara masuk <i>heater</i>	=	33 <sup>0</sup> C			
<i>humidity</i> udara masuk <i>heater</i>	=	80%			
temperatur udara masuk <i>dryer</i>	=	80 <sup>0</sup> C			
temperatur udara keluar <i>dryer</i>	=	33 <sup>0</sup> C			
temperatur kristal masuk	=	39.5 <sup>0</sup> C			
temperatur kristal keluar	=	60 <sup>0</sup> C			
kadar air kristal masuk	=	2.695 %			
kadar air kristal keluar	=	0.1 %			



$$\begin{aligned} \text{massa masuk} &= \text{massa keluar} \\ \text{Mfk} + \text{Maf} + \text{Muk} + \text{Mai} &= \text{Mpk} + \text{Map} + \text{Muk} + \text{Mao} \end{aligned}$$

Keterangan:

Mfk	=	rate massa feed kering
Mpk	=	rate massa produk kering
Maf	=	rate massa air dalam feed masuk
Map	=	rate massa air dalam produk
Muk	=	rate massa udara kering
Mai	=	rate massa air dalam udara masuk
Mao	=	rate massa air dalam udara keluar

### Perhitungan neraca massa *solid*

$$\begin{aligned} \text{Total produk kristal dalam kg} &= 5100.985 \text{ kg} \\ \text{Massa air dalam produk (Map)} &= X1 \times \text{total produk kristal} \\ &= 0.1 \% \times 5100.985 \text{ kg/jam} \\ &= 5.101 \text{ kg} \\ \text{Massa produk kering (Mpk)} &= \text{total produk kristal} - \text{Map} \\ &= 5100.985 - 5.101 \\ &= 5095.884 \text{ kg} \end{aligned}$$

**Komposisi Umpan Masuk Rotary Dryer**

% air = 2.695

% produk kristal kering = 100 % - 2.695 % = 97.305

**Perhitungan rate massa feed masuk rotary dryer (Maf)**

$$\begin{aligned}
 \text{Feed} &= \frac{1}{\% \text{produk kristal kering}} \times \text{Mfk} \\
 &= (100/97.305) \times 5121.363 \\
 &= 5263.208 \text{ kg} \\
 \text{Massa air dalam feed masuk (Maf)} &= X1 \times \text{Feed} \\
 &= 0.027 \times 5263.208 \\
 &= 141.845 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Perhitungan neraca massa**

Untuk perhitungan massa jenis udara diasumsikan sebagai gas ideal

T = 33 °C = 306 K = 91.4 °F

% Humidity = 80 %

Dengan menggunakan *Humidity Chart* pada Geankoplis hal. 529 lampiran 2 dari data diatas, maka diperoleh:

*Absolute humidity*, Y = 0.024 kg air/1 kg udara kering  
(*Humidity Chart*, Geankoplis, 1997)

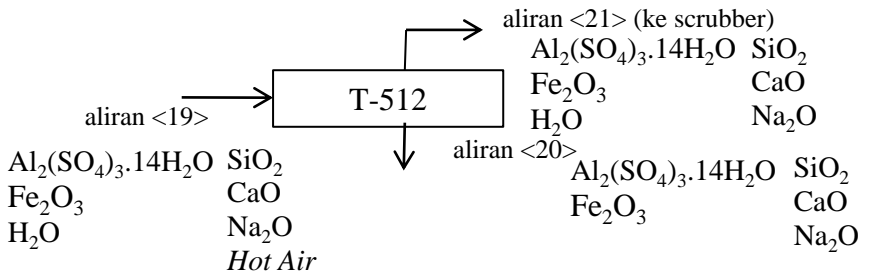
$$\begin{aligned}
 \text{Rate udara kering masuk (Muk)} &= 2175.255 \text{ kg/jam} \\
 \text{Rate massa udara masuk (Mai)} &= H+1 \times \text{Muk} \\
 &= 1.024 \times 2175.255 \\
 &= 2227.461 \text{ kg/jam} \\
 \text{Rate massa air pada udara masuk} &= 2227.461 - 2175.255 \\
 &= 52.206 \text{ kg} \\
 \text{Rate massa air dalam udara keluar (Mao)} &= \text{Maf} + \text{Mai} - \text{Map} \\
 &= 141.845 + 52.206 \\
 &= 188.950 \text{ kg air/jam} \\
 \text{Humidity gas keluar} &= \frac{\text{Mao}}{\text{Rate udara masuk}} \\
 &= \frac{188.950}{2227.461} \text{ kg air/jam} \\
 &= 0.085 \text{ kg air/kg udara kering}
 \end{aligned}$$



aliran masuk			aliran keluar		
Komponen	M(kg/jam)	%w/w	Komponen	M(kg/jam)	%w/w
aliran <17>			aliran <25>		
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5117.319	97.2281	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5091.860	99.821
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.135	0.00256	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.134	0.0026
$\text{H}_2\text{O}$ (Maf)	141.845	2.69503	$\text{H}_2\text{O}$ (Map)	5.101	0.100
$\text{SiO}_2$	0.135	0.00256	$\text{SiO}_2$	0.134	0.003
$\text{CaO}$	0.272	0.00517	$\text{CaO}$	0.271	0.005
$\text{Na}_2\text{O}$	3.502	0.06654	$\text{Na}_2\text{O}$	3.485	0.068
Udara Panas <18>			aliran <19>		
$\text{H}_2\text{O}$ (Mai)	52.206	2.344	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	25.459	1.065
Udara Kering	2175.255	97.6563	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.001	3E-05
			$\text{SiO}_2$	0.0007	3E-05
			$\text{CaO}$	0.0014	1E-05
			$\text{Na}_2\text{O}$	0.0174	0.0007
			Udara kering	2175.255	91.027
			$\text{H}_2\text{O}$ (Mao)	188.950	7.907
<b>total</b>	7490.669		<b>total</b>	7490.669	

### 9. Cyclone I (T-512)

Fungsi : Untuk menangkap debu kristal Aluminium Sulfat yang terikut udara kering, dan kristal Aluminium Sulfat akan dikembalikan ke *mixer* sebagai bibit kristal



### Neraca Massa Total

$$M_{19} = M_{20} + M_{21}$$

$$M_{19} = 85 \% \times M_{19} + 15 \% \times M_{19}$$

### Keterangan :

$M_{19}$  : Massa partikulat kristal aluminium sulfat yang terikut udara

$M_{20}$  : Massa partikulat kristal aluminium sulfat menuju *mixer*

$M_{21}$  : Massa partikulat kristal aluminium sulfat menuju *scrubber*

**Diketahui :**

asumsi efisiensi *cyclone* 85% (Patent US4714541), maka:

**Neraca Massa Komponen  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$**

$$\begin{aligned}
 M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <20>} &= 85 \% \times M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <19>} \\
 &= 85 \% \times 25.459 \\
 &= 21.640 \quad \text{kg} \\
 M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <21>} &= M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <19>} - M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <20>} \\
 &= 25.459 - 21.640 \\
 &= 3.819 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen  $\text{Fe}_2\text{O}_3$**

$$\begin{aligned}
 M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <20>} &= 85 \% \times M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <19>} \\
 &= 85 \% \times 0.0007 \\
 &= 0.0006 \quad \text{kg} \\
 M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <21>} &= M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <19>} - M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <20>} \\
 &= 0.0007 - 0.00057 \\
 &= 0.00010 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen  $\text{SiO}_2$**

$$\begin{aligned}
 M_{\text{SiO}_2 <20>} &= 85 \% \times M_{\text{SiO}_2 <19>} \\
 &= 85 \% \times 0.0007 \\
 &= 0.001 \quad \text{kg} \\
 M_{\text{SiO}_2 <21>} &= M_{\text{SiO}_2 <19>} - M_{\text{SiO}_2 <20>} \\
 &= 0.0007 - 0.0006 \\
 &= 0.0001 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen  $\text{CaO}$**

$$\begin{aligned}
 M_{\text{CaO} <20>} &= 85 \% \times M_{\text{CaO} <19>} \\
 &= 85 \% \times 0.0014 \\
 &= 0.001 \quad \text{kg} \\
 M_{\text{CaO} <21>} &= M_{\text{CaO} <19>} - M_{\text{CaO} <20>} \\
 &= 0.0014 - 0.0012 \\
 &= 0.0002 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

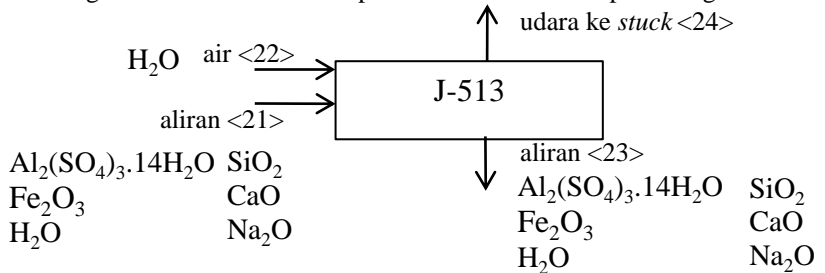
**Neraca Massa Komponen  $\text{Na}_2\text{O}$**

$$\begin{aligned}
 M_{\text{Na}_2\text{O} <20>} &= 85 \% \times M_{\text{Na}_2\text{O} <19>} \\
 &= 85 \% \times 0.0174 \\
 &= 0.0148 \quad \text{kg} \\
 M_{\text{Na}_2\text{O} <21>} &= M_{\text{Na}_2\text{O} <19>} - M_{\text{Na}_2\text{O} <20>} \\
 &= 0.0174 - 0.0148 \\
 &= 0.0026 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

aliran masuk			aliran keluar		
Komponen	M(kg/jam)	%w/w	Komponen	M (kg/jam)	%w/w
aliran <19>			aliran <20>		
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	25.459	1.065	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	21.640	99.921
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.0007	2.8E-05	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.00057	0.003
$\text{SiO}_2$	0.0007	2.8E-05	$\text{SiO}_2$	0.00057	0.003
$\text{CaO}$	0.0014	5.7E-05	$\text{CaO}$	0.00115	0.005
$\text{Na}_2\text{O}$	0.0174	0.00073	$\text{Na}_2\text{O}$	0.015	0.068
Udara kering	2175.255	91.027	aliran <21>		
$\text{H}_2\text{O}$	188.950	7.907	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	3.819	0.161
			$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.0001	4E-06
			$\text{SiO}_2$	0.0001	4E-06
			$\text{CaO}$	0.0002	9E-06
			$\text{Na}_2\text{O}$	0.0026	0.0001
			Udara kering	2175.255	91.859
			$\text{H}_2\text{O}$	188.950	7.979
<b>total</b>	2389.684		<b>total</b>	2389.684	

### 10. Scrubber I (J-513)

Fungsi : Untuk memisahkan partikulat kristal dan uap air dengan udara



#### Neraca Massa Total

$$M_{21} + M_{22} = M_{23} + M_{24}$$

#### Keterangan :

- $M_{21}$  : Massa partikulat kristal aluminium sulfat dari *cyclone*
- $M_{22}$  : Massa air *scrub* masuk
- $M_{23}$  : Massa partikulat kristal aluminium sulfat menuju *mixer*
- $M_{24}$  : Massa udara menuju atmosfer

Asumsi air *scrub*  $2 \text{ m}^3/1000 \text{ m}^3$  gas

Asumsi partikel aluminium sulfat terscrub seluruhnya tidak ada yang terikut ke udara

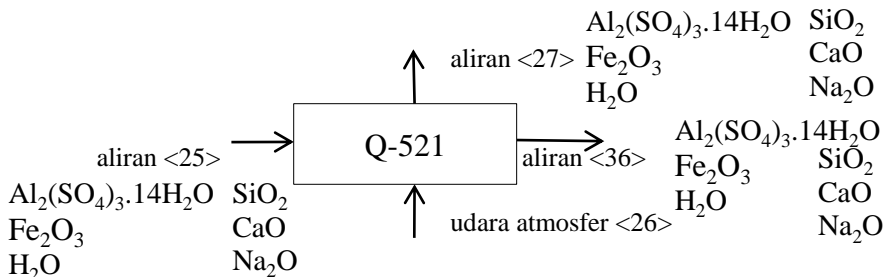
## Appendiks A-Perhitungan Neraca Massa

$$\begin{aligned}
 \text{Gas dari cyclone} &= 2175.255 \text{ m}^3 \\
 \text{Vair yang dibutuhkan} &= \frac{\text{jumlah gas yang akan di scrub}}{1000 \text{ m}^3 \text{ gas}} \times \text{Vair m}^3 \\
 &= \frac{2175.255}{1000} \times 2 \\
 &= 4.351 \text{ m}^3 \text{ air} \\
 \text{Air masuk pada suhu } 30^\circ\text{C, diketahui densitas } (\rho) \text{ air} &= 995.372 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{pair} &= \frac{\text{massa}}{\text{volume}} \\
 \text{massa} &= \rho \times \text{volume} \\
 &= 995.372 \times 4.351 \\
 &= 4330.376 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

aliran masuk			aliran keluar		
Komponen	M (kg/jam)	%w/w	Komponen	M (kg/jam)	%w/w
aliran <21>			aliran <23>		
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	3.819	0.161	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	3.819	0.084
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.00010	4.3E-06	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.00010	2E-06
SiO <sub>2</sub>	0.00010	4.3E-06	SiO <sub>2</sub>	0.00010	2E-06
CaO	0.00020	8.6E-06	CaO	0.00020	4E-06
Na <sub>2</sub> O	0.00261	0.00011	Na <sub>2</sub> O	0.00261	6E-05
Udara kering	2175.255	91.859	H <sub>2</sub> O	4519.326	99.916
H <sub>2</sub> O	188.950	7.979	Udara ke Stuck <24>		
Air Masuk <22>			Udara kering	2175.255	100
H <sub>2</sub> O	4330.376	100			
<b>total</b>	<b>6698.402</b>		<b>total</b>	<b>6698.402</b>	

### 11. Rotary Cooler (Q-521)

Fungsi : Untuk mendinginkan kristal dari suhu 50°C menjadi 40°C



**Neraca Massa Total**

$$M_{25} + M_{26} = M_{27} + M_{36}$$

**Keterangan :**

$M_{25}$  : Massa kristal aluminium sulfat panas masuk

$M_{26}$  : Massa udara panas masuk

$M_{27}$  : Massa kristal aluminium sulfat yang terikut ke *cyclone*

$M_{36}$  : Massa kristal aluminium sulfat dingin keluar

**Diketahui:**

Asumsi kristal yang terikut udara menuju *cyclone* sebesar 1% berat bahan masuk

$$M_{27} = (M_{25} + M_{26}) - (M_{36})$$

**Neraca Massa Komponen  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$**

$$\begin{aligned} M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <36>} &= \frac{100}{100+1} \times M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <25>} \\ &= 0.990 \times 5091.860 \\ &= 5041.445 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <27>} &= M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <25>} - M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <36>} \\ &= 5091.860 - 5041.445 \\ &= 50.414 \text{ kg} \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen  $\text{Fe}_2\text{O}_3$**

$$\begin{aligned} M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <36>} &= \frac{100}{100+1} \times M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <25>} \\ &= 0.990 \times 0.134 \\ &= 0.133 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <27>} &= M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <25>} - M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <36>} \\ &= 0.134 - 0.133 \\ &= 0.001 \text{ kg} \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen  $\text{H}_2\text{O}$**

$$\begin{aligned} M_{\text{H}_2\text{O} <36>} &= \frac{100}{100+1} \times M_{\text{H}_2\text{O} <25>} \\ &= 0.990 \times 5.101 \\ &= 5.050 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M_{\text{H}_2\text{O} <27>} &= M_{\text{H}_2\text{O} <25>} - M_{\text{H}_2\text{O} <36>} \\ &= 5.101 - 5.050 \\ &= 0.051 \text{ kg} \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen  $\text{SiO}_2$**

$$M_{\text{SiO}_2 <36>} = \frac{100}{100+1} \times M_{\text{SiO}_2 <25>}$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{100+1}{0.990} \times 0.134 \\
 &= 0.133 \text{ kg} \\
 M_{\text{SiO}_2<27>} &= M_{\text{SiO}_2<25>} - M_{\text{SiO}_2<36>} \\
 &= 0.134 - 0.133 \\
 &= 0.001 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

### Neraca Massa Komponen CaO

$$\begin{aligned}
 M_{\text{CaO}<36>} &= \frac{100}{100+1} \times M_{\text{CaO}<25>} \\
 &= 0.990 \times 0.271 \\
 &= 0.268 \text{ kg} \\
 M_{\text{CaO}<27>} &= M_{\text{CaO}<25>} - M_{\text{CaO}<36>} \\
 &= 0.271 - 0.268 \\
 &= 0.003 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

### Neraca Massa Komponen Na<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned}
 M_{\text{Na}_2\text{O}<36>} &= \frac{100}{100+1} \times M_{\text{Na}_2\text{O}<25>} \\
 &= 0.990 \times 3.485 \\
 &= 3.450 \text{ kg} \\
 M_{\text{Na}_2\text{O}<27>} &= M_{\text{Na}_2\text{O}<25>} - M_{\text{Na}_2\text{O}<36>} \\
 &= 3.485 - 3.450 \\
 &= 0.035 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Gas dari *rotary cooling*, diasumsikan 33<sup>0</sup>C

Asumsi tidak ada uap air yang terkondensasi dan air yang menjadi uap

Dengan suhu udara yang masuk = 33<sup>0</sup>C

Untuk perhitungan massa jenis udara diasumsikan sebagai gas ideal

$$T = 33^{\circ}\text{C} = 306 \text{ K}$$

$$\% \text{ Humidity} = 80 \%$$

Dengan menggunakan *Humidity Chart* pada Geankoplis hal. 529 lampiran 2 dari data diatas, maka diperoleh:

$$\begin{aligned}
 \text{Absolute humidity, } Y &= 0.024 \text{ kg air/1 kg udara kering} \\
 &(\text{Humidity Chart, Geankoplis, 1997})
 \end{aligned}$$

Untuk perhitungan massa jenis udara diasumsikan sebagai gas ideal.

$$\begin{aligned}
 \frac{V_1}{T_1} &= \frac{V_2}{T_2} \\
 \frac{22.4}{298} &= \frac{V_2}{306} \\
 V_2 &= 23.001 \text{ L/mol}
 \end{aligned}$$

## Appendiks A-Perhitungan Neraca Massa

$$\text{Volume udara masuk} = 23.001 \text{ L/mol}$$

$$\rho \text{ udara kering} = \frac{BM}{V} = \frac{28.951}{23.001} \frac{\text{gr.mol}}{\text{L/mol}}$$

$$= 1.259 \text{ gr/L} = 1.259 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ udara kering} = \frac{1+H}{\frac{1}{\rho \text{ udara kering}} + H}$$

$$= \frac{1+0.024}{\frac{1}{1.259} + 0.024}$$

$$= 1.251 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Rate massa udara kering masuk} = 2133.946 \text{ kg/jam}$$

(kg/jam udara masuk didasarkan perhitungan neraca panas)

$$V \text{ udara kering} = \frac{M}{\rho} = \frac{2133.946}{1.251} = 1705.7 \text{ m}^3$$

$$\text{Rate udara kering masuk (Muk)} = 2133.946 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate udara masuk (Muk)} &= 1.024 \times 2133.946 \\ &= 2185.161172 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

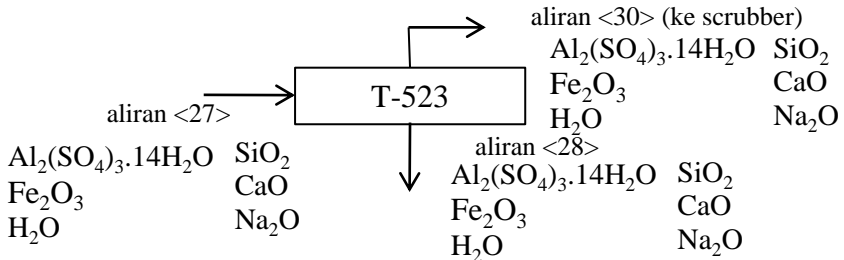
$$\begin{aligned} \text{Rate massa air dalam udara masuk (Mai)} &= \text{rate udara}_{\text{masuk}} - \text{rate udara kering}_{\text{masuk}} \\ &= 2185.161172 - 2133.946 \\ &= 51.215 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

aliran masuk			aliran keluar		
Komponen	M (kg/jam)	%w/w	Komponen	M (kg/jam)	%w/w
aliran <25>			aliran <36>		
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	5091.860	99.8211	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	5041.445	99.821
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.134	0.00263	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.133	0.003
H <sub>2</sub> O	5.101	0.1	H <sub>2</sub> O	5.050	0.100
SiO <sub>2</sub>	0.134	0.00263	SiO <sub>2</sub>	0.133	0.003
CaO	0.271	0.00531	CaO	0.268	0.005
Na <sub>2</sub> O	3.485	0.06832	Na <sub>2</sub> O	3.450	0.068
Udara Atmosfer <26>			aliran <27>		
Udara	2133.946	97.656	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	50.414	2.255
H <sub>2</sub> O	51.215	2.344	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.001	0.000
			H <sub>2</sub> O	0.051	0.002
			SiO <sub>2</sub>	0.001	6E-05
			CaO	0.003	0.0001

			Na <sub>2</sub> O	0.035	0.002
			Udara kering	2133.946	95.450
			H <sub>2</sub> O	51.215	2.291
<b>total</b>	<b>7286.146</b>		<b>total</b>	<b>7286.146</b>	

## 12. Cyclone II (T-523)

Fungsi : Untuk menangkap debu kristal Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>.14H<sub>2</sub>O yang terikut udara, dan kristal Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>.14H<sub>2</sub>O akan dikembalikan ke *mixer* sebagai bibit kristal



### Neraca Massa Total

$$M_{27} = M_{28} + M_{30}$$

### Keterangan :

$M_{27}$  : Massa partikulat kristal aluminium sulfat dari *cooling*

$M_{28}$  : Massa partikulat kristal aluminium sulfat ke *scrubber*

$M_{30}$  : Massa partikulat kristal aluminium sulfat ke *mixer*

### Diketahui :

asumsi efisiensi *cyclone* 85% (US Patent 4714541), maka:

### Neraca Massa Komponen Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>.14H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned}
 M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <28>} &= 85 \% \times M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <27>} \\
 &= 85 \% \times 50.414 \\
 &= 42.852 \quad \text{kg} \\
 M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <30>} &= M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <27>} - M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <28>} \\
 &= 50.414 - 42.852 \\
 &= 7.562 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

### Neraca Massa Komponen Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>

$$\begin{aligned}
 M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <28>} &= 85 \% \times M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <27>} \\
 &= 85 \% \times 0.001 \\
 &= 0.0011 \quad \text{kg} \\
 M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <30>} &= M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <27>} - M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <28>} \\
 &= 0.001 - 0.0011
 \end{aligned}$$



$$= 0.0002 \quad \text{kg}$$

**Neraca Massa Komponen H<sub>2</sub>O**

$$\begin{aligned} M_{\text{H}_2\text{O}<28>} &= 85 \% \times M_{\text{H}_2\text{O}<27>} \\ &= 85 \% \times 0.051 \\ &= 0.043 \quad \text{kg} \\ M_{\text{H}_2\text{O}<30>} &= M_{\text{H}_2\text{O}<27>} - M_{\text{H}_2\text{O}<28>} \\ &= 0.051 - 0.043 \\ &= 0.008 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen SiO<sub>2</sub>**

$$\begin{aligned} M_{\text{SiO}_2<28>} &= 85 \% \times M_{\text{SiO}_2<27>} \\ &= 85 \% \times 0.001 \\ &= 0.001 \quad \text{kg} \\ M_{\text{SiO}_2<30>} &= M_{\text{SiO}_2<27>} - M_{\text{SiO}_2<28>} \\ &= 0.001 - 0.001 \\ &= 0.0002 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen CaO**

$$\begin{aligned} M_{\text{CaO}<28>} &= 85 \% \times M_{\text{CaO}<27>} \\ &= 85 \% \times 0.003 \\ &= 0.002 \quad \text{kg} \\ M_{\text{CaO}<30>} &= M_{\text{CaO}<27>} - M_{\text{CaO}<28>} \\ &= 0.003 - 0.002 \\ &= 0.0004 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen Na<sub>2</sub>O**

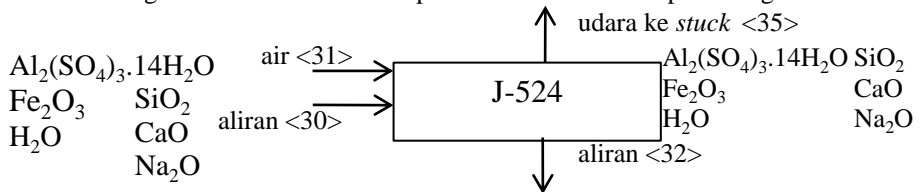
$$\begin{aligned} M_{\text{Na}_2\text{O}<28>} &= 85 \% \times M_{\text{Na}_2\text{O}<27>} \\ &= 85 \% \times 0.035 \\ &= 0.029 \quad \text{kg} \\ M_{\text{Na}_2\text{O}<30>} &= M_{\text{Na}_2\text{O}<27>} - M_{\text{Na}_2\text{O}<28>} \\ &= 0.035 - 0.029 \\ &= 0.005 \quad \text{kg} \end{aligned}$$

aliran masuk			aliran keluar		
Komponen	M (kg/jam)	%w/w	Komponen	M (kg/jam)	%w/w
aliran <27>			aliran <28>		
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	50.414	2.255	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	42.852	99.821
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.001	5.9E-05	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0011	0.0026
H <sub>2</sub> O kristal	0.051	0.002	H <sub>2</sub> O kristal	0.043	0.100
SiO <sub>2</sub>	0.001	0.00006	SiO <sub>2</sub>	0.001	0.003
CaO	0.003	0.00012	CaO	0.002	0.005
Na <sub>2</sub> O	0.035	0.002	Na <sub>2</sub> O	0.029	0.068

Udara kering	2133.946	95.450	<b>aliran &lt;30&gt;</b>		
H <sub>2</sub> O	51.215	2.291	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	7.562	0.345
			Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0002	9E-06
			SiO <sub>2</sub>	0.0002	9E-06
			CaO	0.0004	2E-05
			Na <sub>2</sub> O	0.0052	0.0002
			Udara kering	2133.946	97.319
			H <sub>2</sub> O	51.215	2.336
			H <sub>2</sub> O kristal	0.008	0.000
<b>total</b>	2235.666		<b>total</b>	2235.666	

## 12. Scrubber II (J-524)

Fungsi : Untuk memisahkan partikulat kristal dan uap air dengan udara



Asumsi air scrub 2 m<sup>3</sup>/1000 m<sup>3</sup> gas

(Othmer, volume 1)

$$\begin{aligned}
 \text{Gas dari cyclone} &= 1705.682 \text{ m}^3 \\
 \text{V air yang dibutuhkan} &= \frac{\text{jumlah gas yang akan di scrub} \times \text{Vair}}{1000 \text{ m}^3 \text{ gas}} \\
 &= \frac{1705.682}{1000} \times 2 \\
 &= 3.411 \text{ m}^3 \text{ air}
 \end{aligned}$$

Air masuk pada suhu 30 °C, diketahui densitas (ρ) air = 995.372 kg/m<sup>3</sup>

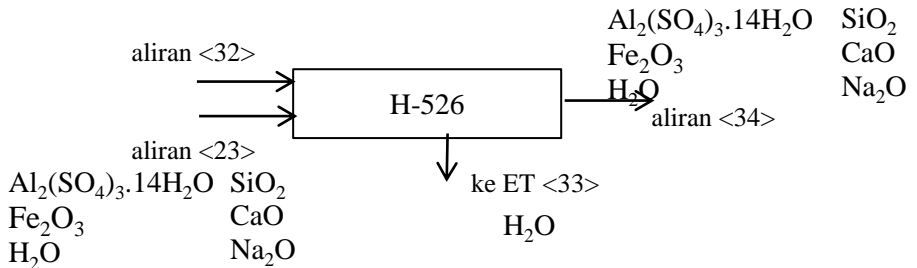
$$\begin{aligned}
 \text{pair} &= \frac{\text{massa}}{\text{volume}} \\
 \text{massa} &= \rho \times \text{volume} \\
 &= 995.372 \times 3.411 \\
 &= 3395.576 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

<b>aliran masuk</b>			<b>aliran keluar</b>		
Komponen	M (kg/jam)	%w/w	Komponen	M (kg/jam)	%w/w
<b>aliran &lt;30&gt;</b>			<b>aliran &lt;32&gt;</b>		
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	7.562	0.345	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	7.562	0.219
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0002	9.1E-06	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0002	6E-06

SiO <sub>2</sub>	0.0002	9.1E-06	SiO <sub>2</sub>	0.0002	6E-06
CaO	0.0004	1.8E-05	CaO	0.0004	1E-05
Na <sub>2</sub> O	0.0052	0.00024	Na <sub>2</sub> O	0.0052	0.0001
Udara kering	2133.946	97.319	H <sub>2</sub> O	3446.799	99.781
H <sub>2</sub> O	51.222	2.336	<b>Udara ke Stuck &lt;35&gt;</b>		
<b>Air Masuk &lt;31&gt;</b>			Udara kering	2133.946	100
H <sub>2</sub> O	3395.576	100			
<b>total</b>	<b>5588.313</b>		<b>total</b>	<b>5588.313</b>	

#### 14. Clarifier Penampung Liquor dari Scrubber (H-526)

Fungsi : Untuk menampung cairan hasil *scrubber* yang masih mengandung kristal aluminium sulfat, dan akan dikembalikan ke *mixer*



#### Neraca Massa Total

$$M_{23} + M_{32} = M_{34} + M_{33}$$

#### Keterangan :

$M_{23}$  : Massa *liquor* aluminium sulfat dari *scrubber* I

$M_{32}$  : Massa *liquor* kristal aluminium sulfat dari *scrubber* II

$M_{33}$  : Massa air keluar *scrubber*

$M_{34}$  : Massa *slurry* aluminium sulfat menuju *mixer*

#### Neraca Massa Komponen Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>.14H<sub>2</sub>O

$$\begin{aligned}
 M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <23>} + M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <32>} &= M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <33>} + M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <34>} \\
 3.819 + 7.562 &= 0 + M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <34>} \\
 M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <34>} &= 11.381 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

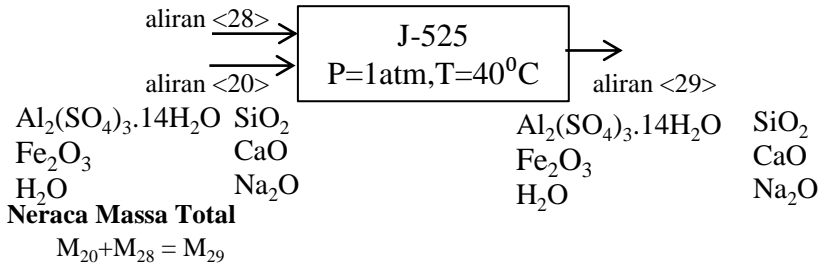
aliran masuk			aliran keluar		
Komponen	M (kg/jam)	%w/w	Komponen	M (kg/jam)	%w/w
<b>aliran &lt;32&gt;</b>			<b>aliran &lt;34&gt;</b>		
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	7.562	0.219	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	11.381	0.275
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0002	5.8E-06	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0003	7E-06

SiO <sub>2</sub>	0.0002	5.8E-06	SiO <sub>2</sub>	0.0003	7E-06
CaO	0.0004	1.2E-05	CaO	0.0006	1E-05
Na <sub>2</sub> O	0.0052	0.00015	Na <sub>2</sub> O	0.0078	0.0002
H <sub>2</sub> O	3446.799	99.781	H <sub>2</sub> O	4120.926	99.724
<b>aliran &lt;23&gt;</b>			<b>ke ET &lt;33&gt;</b>		
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	3.819	0.08443	H <sub>2</sub> O	3845.198	100
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.00010	2.2E-06			
SiO <sub>2</sub>	0.00010	2.2E-06			
CaO	0.00020	4.5E-06			
Na <sub>2</sub> O	0.00261	5.8E-05			
H <sub>2</sub> O	4519.326	99.9155			
<b>total</b>	<b>7977.513</b>		<b>total</b>	<b>7977.513</b>	

H<sub>2</sub>O aliran <25> adalah air yang dibutuhkan oleh mixer untuk proses kristalisasi, sedangkan sisa air akan menuju pengolahan air limbah

#### 14. Conveyor (J-525)

Fungsi : Untuk mengangkut partikulat kristal aluminium sulfat dari *cyclone* I dan *cyclone* II menuju *mixer* sebagai bibit kristal



#### Keterangan

- $M_{20}$  : Massa kristal aluminium sulfat dari *cyclone* I  
 $M_{28}$  : Massa kristal aluminium sulfat dari *cyclone* II  
 $M_{29}$  : Massa kristal aluminium sulfat menuju *mixer*

#### Neraca Massa Komponen Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>.14H<sub>2</sub>O

$$M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <20>} + M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <28>} = M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <29>} + M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <34>}$$

$$42.852 + 0.001 = 0 + M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <34>}$$

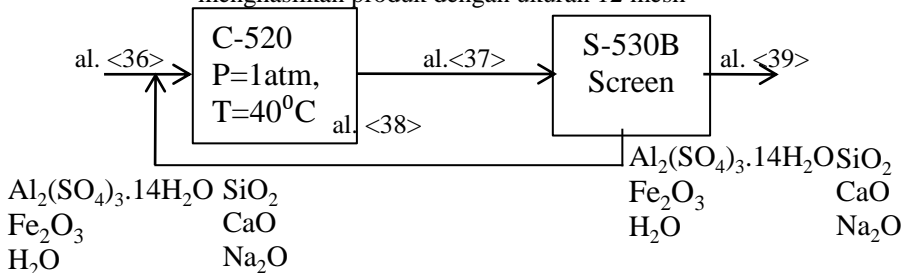
$$M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <34>} = 42.853 \text{ kg}$$

<b>aliran masuk</b>			<b>aliran keluar</b>		
Komponen	M (kg/jam)	%w/w	Komponen	M(kg/jam)	%w/w
<b>aliran &lt;28&gt;</b>			<b>aliran &lt;29&gt;</b>		
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	42.852	99.821	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	64.493	99.855

Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0011	0.003	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.002	0.003
H <sub>2</sub> O	0.043	0.100	SiO <sub>2</sub>	0.002	0.003
SiO <sub>2</sub>	0.001	0.003	CaO	0.003	0.005
CaO	0.002	0.005	Na <sub>2</sub> O	0.044	0.068
Na <sub>2</sub> O	0.029	0.068	H <sub>2</sub> O	0.043	0.066
<b>aliran &lt;20&gt;</b>					
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	21.640	99.921			
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.00057	0.0026			
SiO <sub>2</sub>	0.00057	0.0026			
CaO	0.00115	0.0053			
Na <sub>2</sub> O	0.01481	0.0684			
H <sub>2</sub> O	0	0.000			
<b>total</b>	<b>64.587</b>		<b>total</b>	<b>64.587</b>	

### 15. Ball Mills (C-520 B) dan Screen 12 mesh (S-530)

Fungsi : Untuk menghaluskan produk aluminium sulfat dan menghasilkan produk dengan ukuran 12 mesh



#### Neraca Massa Total Ball Mills

$$M_{36} + M_{38} = M_{37}$$

#### Neraca Massa Total Screen

$$M_{37} = M_{38} + M_{39}$$

$$M_{36} + M_{38} = M_{37}$$

$$M_{36} + M_{38} = M_{38} + M_{39}$$

$$M_{36} = M_{39}$$

$$M_{38} = M_{37} - M_{36}$$

#### Keterangan :

M<sub>36</sub> : Massa produk aluminium sulfat yang akan di haluskan (kasar)

M<sub>37</sub> : Massa produk aluminium sulfat halus

$M_{38}$  : Massa produk aluminium sulfat *oversize*

$M_{39}$  : Massa produk aluminium sulfat *onsize*

**Diketahui :**

asumsi produk aluminium sulfat yang lolos *screen* adalah 85%  
(*Screen Capacity Calculation, by Larry Olsen and Bob Carnes*)

**Neraca Massa Komponen  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$**

$$\begin{aligned} M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <37>} &= \frac{100}{85} \times M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <36>} \\ &= \frac{100}{85} \times 5041.445 \\ &= 5931.112 \text{ kg} \\ M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <38>} &= M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O al.} <37>} - M_{\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} <36>} \\ &= 5931.112 - 5041.445 \\ &= 889.667 \text{ kg} \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen  $\text{Fe}_2\text{O}_3$**

$$\begin{aligned} M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <37>} &= \frac{100}{85} \times M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <36>} \\ &= \frac{100}{85} \times 0.133 \\ &= 0.156 \text{ kg} \\ M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <38>} &= M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <37>} - M_{\text{Fe}_2\text{O}_3 <36>} \\ &= 0.156 - 0.133 \\ &= 0.023 \text{ kg} \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen  $\text{H}_2\text{O}$**

$$\begin{aligned} M_{\text{H}_2\text{O} <37>} &= \frac{100}{85} \times M_{\text{H}_2\text{O} <36>} \\ &= \frac{100}{85} \times 5.050 \\ &= 5.942 \text{ kg} \\ M_{\text{H}_2\text{O} <38>} &= M_{\text{H}_2\text{O} <37>} - M_{\text{H}_2\text{O} <36>} \\ &= 5.942 - 5.050 \\ &= 0.891 \text{ kg} \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen  $\text{SiO}_2$**

$$\begin{aligned} M_{\text{SiO}_2 <37>} &= \frac{100}{85} \times M_{\text{SiO}_2 <36>} \\ &= \frac{100}{85} \times 0.133 \\ &= 0.156 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 M_{\text{SiO}_2<38>} &= M_{\text{SiO}_2<37>} - M_{\text{SiO}_2<36>} \\
 &= 0.156 - 0.133 \\
 &= 0.023 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen CaO**

$$\begin{aligned}
 M_{\text{CaO}<37>} &= \frac{100}{85} \times M_{\text{CaO}<36>} \\
 &= \frac{100}{85} \times 0.268 \\
 &= 0.315 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 M_{\text{CaO}<38>} &= M_{\text{CaO}<37>} - M_{\text{CaO}<36>} \\
 &= 0.315 - 0.268 \\
 &= 0.047 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Neraca Massa Komponen Na<sub>2</sub>O**

$$\begin{aligned}
 M_{\text{Na}_2\text{O}<37>} &= \frac{100}{85} \times M_{\text{Na}_2\text{O}<36>} \\
 &= \frac{100}{85} \times 3.450 \\
 &= 4.059 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 M_{\text{Na}_2\text{O}<38>} &= M_{\text{Na}_2\text{O}<37>} - M_{\text{Na}_2\text{O}<36>} \\
 &= 4.059 - 3.450 \\
 &= 0.609 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**Ball Mills**

aliran masuk			aliran keluar		
Komponen	M (kg/jam)	%w/w	Komponen	M (kg/jam)	%w/w
aliran <36>			aliran <37>		
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	5041.445	99.8211	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	5931.112	99.821
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.133	0.00263	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.156	0.003
H <sub>2</sub> O	5.050	0.1	SiO <sub>2</sub>	0.156	0.003
SiO <sub>2</sub>	0.133	0.00263	CaO	0.315	0.005
CaO	0.268	0.00531	Na <sub>2</sub> O	4.059	0.068
Na <sub>2</sub> O	3.450	0.06832	H <sub>2</sub> O	5.942	0.100
aliran <38>					
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	889.667	99.8211			
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.023	0.00263			
SiO <sub>2</sub>	0.023	0.00263			
CaO	0.047	0.00531			
Na <sub>2</sub> O	0.609	0.06832			
H <sub>2</sub> O	0.891	0.1			

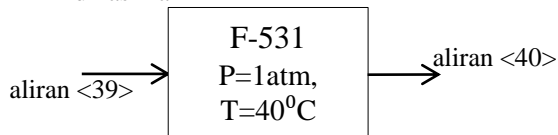
total	5941.741		total	5941.741	
-------	----------	--	-------	----------	--

**Screen**

aliran masuk			aliran keluar		
Komponen	M (kg/jam)		Komponen	M (kg/jam)	
aliran <37>			aliran <39>		
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	5931.112	99.821	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	5041.445	99.821
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.156	0.003	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.133	0.003
H <sub>2</sub> O	5.942	0.100	H <sub>2</sub> O	5.050	0.100
SiO <sub>2</sub>	0.156	0.003	SiO <sub>2</sub>	0.133	0.003
CaO	0.315	0.005	CaO	0.268	0.005
Na <sub>2</sub> O	4.059	0.068	Na <sub>2</sub> O	3.450	0.068
			aliran <38>		
			Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	889.667	99.821
			Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.023	0.003
			SiO <sub>2</sub>	0.023	0.003
			CaO	0.047	0.001
			Na <sub>2</sub> O	0.609	0.068
			H <sub>2</sub> O	0.891	0.100
total	5941.741		total	5941.741	

**16. Tangki Penyimpan (F-531)**

Fungsi : Untuk menampung dan menyimpan aluminium sulfat yang dihasilkan



**Neraca Massa Total**

$$M_{39} = M_{40}$$

**Keterangan**

M<sub>39</sub> : Massa produk aluminium sulfat masuk tangki penyimpanan

M<sub>40</sub> : Massa produk aluminium sulfat yang siap di distribusikan

aliran masuk			aliran keluar		
Komponen	M (kg/jam)	%w/w	Komponen	M (kg/jam)	%w/w
aliran <39>			aliran <40>		
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	5041.445	99.821	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	5041.445	99.821
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.133	0.003	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.133	0.003
SiO <sub>2</sub>	0.133	0.003	SiO <sub>2</sub>	0.133	0.003
CaO	0.268	0.005	CaO	0.268	0.005



## Appendiks A-Perhitungan Neraca Massa

Na <sub>2</sub> O	3.450	0.068	Na <sub>2</sub> O	3.450	0.068
H <sub>2</sub> O	5.050	0.100	H <sub>2</sub> O	5.050	0.100
<b>total</b>	<b>5050.480</b>		<b>total</b>	<b>5050.480</b>	

Perhitungan % berat setiap komponen dalam produk

$$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} = \frac{\text{total Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}}{\text{total produk}} \times 100 \%$$

Komponen	berat (ton)	% berat
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> ·14H <sub>2</sub> O	5.041	99.821
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0001	0.003
SiO <sub>2</sub>	0.0001	0.003
CaO	0.0003	0.005
Na <sub>2</sub> O	0.003	0.068
H <sub>2</sub> O	0.005	0.100
total	5.050	100

$$\% \text{w/w Al}_2\text{O}_3 = \frac{\text{berat Al}_2\text{O}_3}{\text{berat sumber Al}_2\text{O}_3} \times 100\%$$

$$\begin{aligned} \text{pada} \\ \text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} &= \frac{\text{berat Al}_2\text{O}_3}{\text{berat Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}} \times 100\% \\ &= \frac{102 \text{ gr}}{594 \text{ gr}} \times 100 \% \\ &= 17.1717 \% \end{aligned}$$

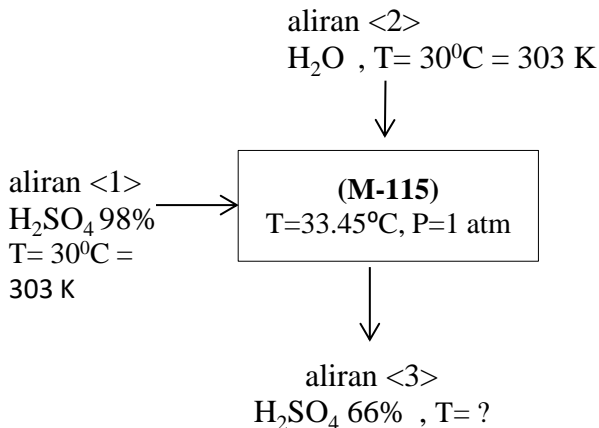
$$\begin{aligned} \text{massa Al}_2\text{O}_3 &= \% \text{w/w Al}_2\text{O}_3 \times \text{berat Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} \\ &= 17.1717 \% \times 5041.445 \text{ kg} \\ &= 865.703 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% \text{ w/w Al}_2\text{O}_3 \text{ pada aliran } <40> &= \frac{\text{berat Al}_2\text{O}_3}{\text{berat total aliran } <5>} \times 100 \% \\ &= \frac{865.703}{5050.480} \times 100 \% \\ &= 17.141 \% \end{aligned}$$

**APENNDIKS B**  
**NERACA PANAS**

Kapasitas produk pabrik	:	40000	ton/tahun
Dalam 1 tahun beroperasi	:	330	hari
satuan panas	:	kkal	
Produksi perjam	:	5050.505	kg
Suhu refrensi	:	25	$^{\circ}\text{C}$

**1. Tangki Pengenceran  $\text{H}_2\text{SO}_4$  (M-115)**



Fungsi : Pengenceran  $\text{H}_2\text{SO}_4$  98% menjadi 66%

**Persamaan neraca panas total :**

$$\Delta H_1 + \Delta H_2 = \Delta H_3 + \Delta H_{\text{solution}} \quad (\text{Himmelblau ed.5th , 472})$$

$$Q = \Delta H = \Delta H_3 - (\Delta H_1 + \Delta H_2) + \Delta H_{\text{solution}}$$

Q bernilai (-) berarti panas harus dilepaskan dan membutuhkan air pendingin , maka:

## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

$$\Sigma(m_{1,i} \int_{298}^{303} C_{pi} dT) + \Sigma(m_{2,i} \int_{298}^{303} C_{pi} dT) + m_{cw,i} \int_{298}^{303} C_{pcw} dT_{in} = (\Sigma(m_{3,i} \int_{298}^T C_{pi} dT) + \Delta H_{\text{solution}}) + m_{cw,out} \int_{298}^{373} C_{pcw} dT_{out}$$

### Persamaan Perhitungan kebutuhan cooling water :

$$m_{cw,in} = m_{cw,out} = m_{cw} \quad \text{maka,}$$

$$m_{cw} = \frac{[\Sigma(m_{1,i} \int_{298}^{303} C_{pi} dT) + \Sigma(m_{2,i} \int_{298}^{303} C_{pi} dT)] - [\Sigma(m_{3,i} \int_{298}^T C_{pi} dT) + \Delta H_{\text{solution}}]}{(\int_{298}^{318} C_{pcw} dT_{out}) - (\int_{298}^{303} C_{pcw} dT_{in})}$$

### A. Menghitung entalpi bahan masuk

#### • Aliran 1 <ΔH1>

Komponen (i)	massa (kg)	$\int_{298}^{303} c_{pi} dt$ (kkal/kg)	$\Delta H_1 = \Sigma m_{1,i} \int_{298}^{303} C_{pi} dT$ (kkal)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2495.260814	2.265964533	5654.172505
H <sub>2</sub> O	50.92369008	4.822452163	245.5770594
Total ΔH1			5899.749564

#### • Aliran 2 <ΔH2>

Komponen (i)	massa	$\int_{298}^{303} c_{pi} dt$ (kkal/kg)	$\Delta H_2 = \Sigma m_{2,i} \int_{298}^{303} C_{pi} dT$ (kkal)
H <sub>2</sub> O	1234.513699	4.822452163	5953.383258
Total ΔH2			5953.383258

### B. Menghitung entalpi keluar

Dengan menggunakan metode goal seek,

## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

maka didapatkan T pada aliran 3 sebesar

$$33.45^{\circ}\text{C} = 306.5\text{ K}$$

• Aliran 3  $\langle \Delta H_3 \rangle$

Komponen (i)	massa (kg)	$\int_{298}^{306.5} c_p dt$ (kkal/kg)	$\Delta H_3 = \sum m_{3,i} \int_{298}^{306.5} C_{pi} dT$ (kkal)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2495.260814	3.837020525	9574.366959
H <sub>2</sub> O	1285.437389	8.261584063	10619.74905
Total $\Delta H_3$			20194.11601

•  $\Delta H_{\text{solution}}$

Menghitung  $\Delta H_{\text{solution}}$  H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 66%

Komponen	massa (gram)	mol
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2495260.814	25461.84504
H <sub>2</sub> O	1285437.389	13116.70805

mol rasio H<sub>2</sub>O : H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> adalah :

$$\text{mol rasio} = 0.515151515$$

Larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 66 % = H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> . 0,52 H<sub>2</sub>O

$$\Delta H_{\text{solution}} \text{ H}_2\text{SO}_4 \cdot 0,52 \text{ H}_2\text{O} = -16.225 \text{ kJ/gmol}$$

$$\Delta H_{\text{final solution}} = n \times \Delta H_{\text{solution}}$$

$$\Delta H_{\text{final solution}} = -413118.436 \text{ kJ} \\ -98737.6759 \text{ kkal}$$

### Perhitungan kebutuhan cooling water

$$Q = \Delta H = \Delta H_{\text{out}} - \Delta H_{\text{in}} + \Delta H_{\text{solution}}$$

$$Q = -90396.6927 \text{ kkal}$$

Q bernilai (-) berarti panas dilepaskan oleh sistem,  
dan membutuhkan pendingin

$$T_{\text{cw, in}} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K} \\ \int_{273}^{303} C_{p_{\text{cw}}} dT_{\text{in}} = 4.822452163 \text{ kkal/kg.K}$$

## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

...

$$T_{cw \text{ out}} = 45^{\circ}\text{C} = 318 \text{ K}$$

$$\int_{273}^{318} C_{p_{cw}} dT_{out} = 19.78048548 \text{ ul/kg.K}$$

Maka :

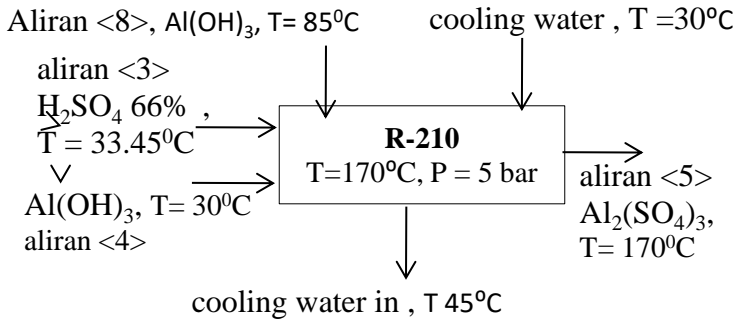
$$m_{cw} = \frac{[\Sigma(m_{1,i} \int_{298}^{303} C_{pi} dT) + \Sigma(m_{2,i} \int_{298}^{303} C_{pi} dT)] - [\Sigma(m_{3,i} \int_{298}^T C_{pi} dT) + \Delta H_{\text{solution}}]}{(\int_{298}^{318} C_{pcw} dT_{out}) - (\int_{298}^{303} C_{pcw} dT_{in})}$$

$$m_{cw} = \frac{11853.13282 - 90396.6927}{19.78049 - 4.822452} = 6043.354 \text{ kg/jam}$$

### Neraca Panas Total

masuk (kkal)		keluar (kkal)	
ΔH1	5899.749564	ΔH3	20194.11601
ΔH2	5953.383258	ΔH solution	-98737.6759
ΔHcw in	29143.78627	ΔHcw out	119540.4789
Total	40996.91909		40996.91909

## 2. Reaktor (R-210)



Fungsi : Mereaksikan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  66% dengan  $\text{Al}(\text{OH})_3$

**Persamaan neraca panas total :**

$$\Delta H_3 + \Delta H_4 + \Delta H_8 + \Delta H_{cw,in} = \Delta H_5 + \Delta H_{rxnT} + \Delta H_{cw,out}$$

(Himmelblau ed.5<sup>th</sup>, 472)

atau,

$$\begin{aligned} & \Sigma(m_{3,i} \int_{298}^{305.26} C_{pi} dT) + \Sigma(m_{4,i} \int_{298}^{303} C_{pi} dT) + \Sigma(m_{8,i} \int_{298}^{358} C_{pi} dT) + mcw(\int_{298}^{303} C_{pcw} dT_{in}) = \Sigma(m_{5,i} \int_{298}^{443} C_{pi} dT) + \\ & \Delta H_{rxnT} + mcw(\int_{298}^{303} C_{pcw} dT_{in}) \end{aligned}$$

**Persamaan Perhitungan kebutuhan air pendingin :**

$$m_{cw} = \frac{[\Sigma(m_{3,i} \int_{298}^{306.5} C_{pi} dT) + \Sigma(m_{4,i} \int_{298}^{303} C_{pi} dT) + \Sigma(m_{8,i} \int_{298}^{358} C_{pi} dT)] - [\Sigma(m_{5,i} \int_{298}^{443} C_{pi} dT) + \Delta H_{rxnT}]}{(\int_{298}^{318} C_{pcw} dT_{out}) - (\int_{298}^{303} C_{pcw} dT_{in})}$$

## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

### A. Menghitung entalpi bahan masuk

#### • Aliran 3 < $\Delta H_3$ >

Komponen (i)	massa (kg)	$\int_{298}^{306.5} c_{pi} dt$ (kkal/kg)	$\Delta H_{3=} = \sum m_{3,i} \int_{273}^{306.5} C_{pi} dT$ (kkal)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2495.260814	3.837020525	9574.366959
H <sub>2</sub> O	1285.437389	8.261584063	10619.74905
Total $\Delta H_3$			20194.11601

#### • Aliran 4 < $\Delta H_4$ >

Komponen (i)	massa (kg)	$\int_{298}^{303} c_{pi} dt$ (kkal/kg)	$\Delta H_{4=} = \sum m_{4,i} \int_{273}^{305} C_{pi} dT$ (kkal)
Al(OH) <sub>3</sub>	1324.015942	2.575019236	3409.36652
H <sub>2</sub> O	69.89473379	7.808995833	545.807685
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.132799994	393.632019	52.27432985
SiO <sub>2</sub>	0.132799994	803.9181192	106.7603216
CaO	0.265599988	386.1853621	102.5708277
Na <sub>2</sub> O	3.452799849	2.116811875	7.308927722
Total< $\Delta H_4$ >			4224.088611

#### • Aliran 8 < $\Delta H_8$ >

Komponen	massa	$\int_{298}^{353} c_{pi} dt$ (kkal/kg)	$\Delta H_{8=} = \sum m_{8,i} \int_{298}^{353} C_{pi} dT$ (kkal)
Al(OH) <sub>3</sub>	331.0039856	19.31264427	6392.562225
H <sub>2</sub> O	321.8846671	59.94137744	19294.21032
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.033199999	41.09296458	1.364286365
SiO <sub>2</sub>	0.033199999	80.60662606	2.676139869
CaO	0.066399997	44.49519544	2.954480848
Na <sub>2</sub> O	0.863199962	15.87608906	13.70423948
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	505.7280942	13.43191981	6792.899205

## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	41.75742586	502.4056016	20979.16466
Total <ΔH8>			53479.53556

• Aliran 13 <ΔH13>

Komponen	massa	$\int_{298}^{358} c_{pi} dt$ (kkal/kg)	$\frac{\Delta H_{13}}{\Sigma m_{13,i} \int_{298}^{358} C_{pi} dT}$ (kkal)
H <sub>2</sub> O	4245.913027	59.94137744	254505.8753
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	1599.435437	13.43191981	21483.48852
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	364.5423277	27.81850831	10141.02377
Total <ΔH16>			286130.3876

• Aliran 16 <ΔH16>

Komponen	massa	$\int_{298}^{313} c_{pi} dt$ (kkal/kg)	$\frac{\Delta H_{16}}{\Sigma m_{8,i} \int_{298}^{313} C_{pi} dT}$ (kkal)
H <sub>2</sub> O	1042.262978	14.26794722	14870.95316
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	49.46707538	69.95325926	3460.383149
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	11.27450498	6.587945719	74.27582681
Total <ΔH16>			18405.61213

### B. Menghitung entalpi bahan keluar

• Aliran 5 <ΔH5>

Komponen (i)	massa (kg)	$\int_{298}^{443} c_{pi} dt$ (kkal/kg)	$\frac{\Delta H_5}{\Sigma m_{5,i} \int_{298}^{443} C_{pi} dT}$ (kkal)
Al(OH) <sub>3</sub>	331.0039856	19.31264427	6392.562224
H <sub>2</sub> O	7882.019216	59.94137744	472459.0889
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.165999993	41.09296458	6.821431823
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	5057.280942	13.43191981	67928.99204
SiO <sub>2</sub>	0.165999993	80.60662606	13.38069934
CaO	0.331999986	44.49519544	14.77240424



## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

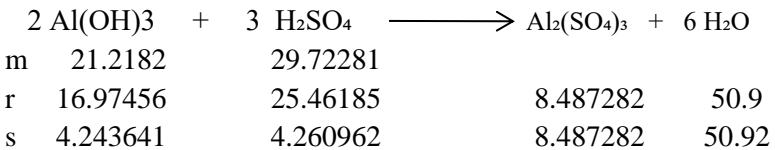
Na <sub>2</sub> O	4.315999812	15.87608906	68.5211974
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	417.5742583	27.81850831	11616.29298
Total <ΔH>			558500.4318

- $\Delta H_{\text{rxnT}}$  (entalpi reaksi yang terjadi di dalam reaktor)

$$\Delta H_{\text{rxnT}} = \Delta H_{\text{rxnTref}} + (\Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}})$$

Berdasarkan US Patent US3667905, reaksi antara Al(OH)<sub>3</sub>

dengan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> memiliki konversi reaksi 80%



$$\Delta H_f \text{ Al(OH)}_3 = -304800 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{SO}_4 = -193690 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ Al}_2(\text{SO}_4)_3 = -820990 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{ H}_2\text{O} = -68317.4 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_{\text{rxnTref}} = \sum n \Delta H_f \text{ produk} - \sum n \Delta H_f \text{ reaktan}$$

Komponen	ΔHf	n (kmol)	ΔH = n x ΔHf
Al(OH) <sub>3</sub>	-304800	16.97456336	-5173846.913
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-193690	25.46184504	-4931704.766
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	-820990	8.487281681	-6967973.387
H <sub>2</sub> O	-68317.4	50.92369009	-3478974.105
Total ΔH <sub>rxnTref</sub>			-341395.8133

$$\Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}}$$

Komponen	$\int_{298}^{393} c_p dt$	n (kmol)	ΔH = n ∫ C <sub>p</sub> dT	
Al(OH) <sub>3</sub>	3639.5	16.97456336	61778.92336	

## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	6817.817366	25.46184504	173594.2093
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	11107	8.487281681	94268.23763
H <sub>2</sub> O	2646.238139	50.92369009	134756.2109
Total ΔH <sub>produk</sub> – ΔH <sub>reaktan</sub>			-6348.684135

$$\Delta H_{rxnT} = \Delta H_{rxnTref} + (\Delta H_{produk} - \Delta H_{reaktan})$$

$$\Delta H_{rxnT} = -347744.497 \text{ kkal} \quad (\text{reaksi eksotermis})$$

### Perhitungan kebutuhan steam

### Perhitungan kebutuhan cooling water

$$T_{cw, in} = 30^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\int_{273}^{303} C_{p_{cw}} dT_{in} = 4.822452163$$

$$T_{cw, out} = 45^{\circ}\text{C} = 318 \text{ K}$$

$$\int_{273}^{318} C_{p_{cw}} dT_{out} = 19.78048548$$

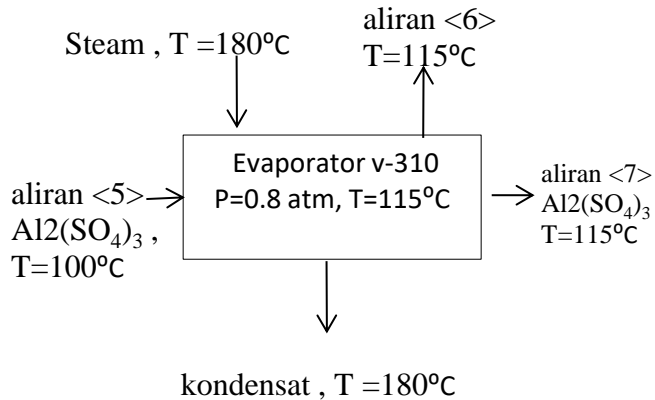
Maka :

$$mcw = \frac{210755.9345 - 382433.74}{4.822452163 - 19.78049} = 11477.29797 \text{ kg/jam}$$

### Neraca energi Total

masuk (kkal)		keluar (kkal)	
ΔH <sub>3</sub>	20194.11601	ΔH <sub>5</sub>	558500.4318
ΔH <sub>4</sub>	4224.088611	ΔH <sub>rxnt</sub>	-347744.497
ΔH <sub>8</sub>	53479.53556	ΔH <sub>cw out</sub>	227026.5259
ΔH <sub>13</sub>	286130.3876		
ΔH <sub>16</sub>	18405.61213		
ΔH <sub>cw in</sub>	55348.72043		
Total	437782.4604		437782.4604

### 3. Evaporator V-310



Fungsi : memekatkan  $\text{Al}_2\text{SO}_4$

#### Persamaan neraca panas total :

$$\Delta H_5 + \Delta H_{\text{steam}} = \Delta H_7 + \Delta H_6 + \Delta H_{\text{kondensat}} \quad \text{atau,}$$

$$F \times c_{pf} \times T_f + SH_s = ((L \times c_{pl} \times T_l) + (V \times H_v)) + SH_s$$

(Geankoplis, ed. 4th, 535)

#### Persamaan perhitungan kebutuhan steam:

$$S = \frac{[(L \times c_{pl} \times T_l) + (V \times H_v)] - F \times c_{pf} \times T_f}{H_s - h_s}$$

$$F = 13692.86 \text{ kg/jam}$$

$$x_f = 0.42437$$

$$x_l = 0.654933$$

#### Neraca massa komponen:

$$F \times x_f = L \times x_l + V \times y_v$$

Tidak ada solid yang terikut uap, maka  $y_v = 0$

Maka :

$$\begin{aligned} 13692.86 \times 0.42437 &= 0.654933 \text{ L} \\ \text{L} &= 8872.423 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**Neraca massa komponen total:**

$$F = L + V$$

$$13692.8584 = 8872.423 + V$$

$$V = 4820.435698 \text{ kg/jam}$$

**A. Menghitung Entalpi bahan masuk :**

- Aliran  $\langle \Delta H_5 \rangle = F \times \text{cpf} \times T_f$

Untuk cp komponen feed masuk (cpf):

komponen	massa (kg)	xf	cpf	cpf
$\text{Al}(\text{OH})_3$	331.0039856	0.056963	0.321877	0.018335166
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.165999993	2.86E-05	0.128351	3.66665E-06
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	5057.280942	0.870319	0.223865	0.194834142
$\text{SiO}_2$	0.165999993	2.86E-05	0.206123	5.88838E-06
$\text{CaO}$	0.331999986	5.71E-05	0.199011	1.13704E-05
$\text{Na}_2\text{O}$	4.315999812	0.000743	0.264601	0.000196533
$\text{H}_2\text{SO}_4$	417.5742583	0.071861	0.48074	0.034546585
Total	5810.839185			0.247933352

$$\langle \Delta H_5 \rangle = F \times \text{cpf} \times T_f$$

$$\langle \Delta H_5 \rangle = 577135.7673$$

**A. Menghitung Entalpi bahan masuk :**

- Aliran  $\langle \Delta H_7 \rangle = L \times \text{cpl} \times T_l$

Untuk cp komponen liquid keluar (cpl):

komponen	massa (kg)	Xl	cp	cpl
$\text{Al}(\text{OH})_3$	331.0039856	0.056963	0.321877	0.018335166
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	5057.280942	0.870319	0.223865	0.194834142
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.165999993	2.86E-05	0.130539	3.72913E-06
$\text{SiO}_2$	0.165999993	2.86E-05	0.210485	6.013E-06
$\text{CaO}$	0.331999986	5.71E-05	0.199011	1.13704E-05
$\text{Na}_2\text{O}$	4.315999812	0.000743	0.264601	0.000196533

## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	417.5742586	0.071861	0.486439	0.034956151
Total	5810.839186			0.248343105

$$<\Delta H_7> = 253391.5753$$

$$\cdot \quad \text{Aliran } <\Delta H_6> = V \times H_v$$

$$H_v \text{ steam pada } T_{\text{vapor}} = 115^\circ\text{C} = \begin{matrix} 2698.7 & \text{kJ/kg} \\ 645.0048 & \text{kkal/kg} \end{matrix}$$

$$V = 4820.436 \text{ kg/jam}$$

$$<\Delta H_7> = 3109204.067 \text{ kkal}$$

### Perhitungan kebutuhan steam :

steam yang digunakan adalah saturated steam

$$T_{\text{steam}} = 180^\circ\text{C}$$

$$H_s = 663.5516 \text{ kkal/kg}$$

$$h_s = 182.3853$$

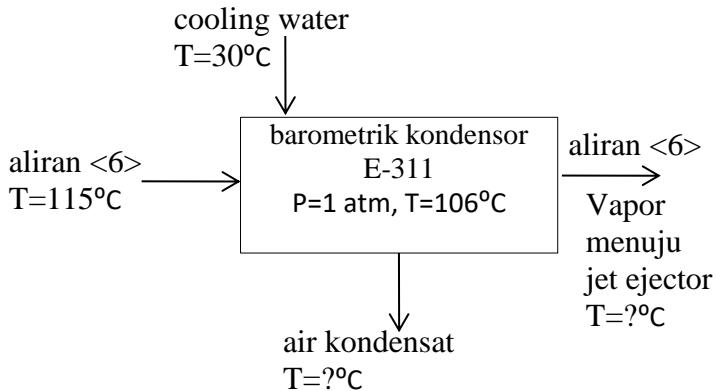
$$S = \frac{[(L \times c_{pl} \times T_l) + (V \times H_v)] - F \times c_{pf} \times T_f}{H_s - h_s}$$

$$S = \frac{3362595.643 - 577135.7673}{663.5516 - 182.3853} = 5788.974825 \text{ kg/jam}$$

### Neraca energi Total

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
$\Delta H_5$	577135.7673	$\Delta H_7$	253391.5753
$\Delta H_{\text{steam}}$	3841283.654	$\Delta H_6$	3109204.067
		$\Delta H_{\text{kondensat}}$	1055823.778
Total	4418419.421	Total	4418419.421

#### 4. Barometrik kondensat E-311



$$(m_{6,in} \int_{298}^{388} C_p dT_{in} + m_{6,in} \lambda) + m_{cw,in} \int_{298}^{303} C_{p_{cw}} dT_{in} = m_{cw,out} \int_{298}^T C_{p_{cw}} dT_{out} + (\Sigma m_{6i,out} \int_{298}^{T'} C_p dT_{out} + \lambda)$$

Fungsi : mengkondensasikan uap dari evaporator

$$\Delta H_{6,in} + \Delta H_{cw,in} = \Delta H_{cw,out} + (\Delta H_{vapor} + \Delta H_{steam\ kondensat})$$

#### Persamaan Perhitungan kebutuhan cooling water :

$$m_{cw,in} = m_{cw,out} = m_{cw} \quad \text{maka,}$$

$$m_{cw} = \frac{[m_{6,in} \int_{298}^{388} C_p dT_{in} + m_{6,in} \lambda] - [(\Sigma m_{6i,out} \int_{298}^T C_p dT_{out} + \lambda)]}{(\int_{298}^T C_{p_{cw}} dT_{out}) - (\int_{298}^{303} C_{p_{cw}} dT_{in})}$$

Asumsi uap yang lolos sebesar 20%, maka :

Massa uap masuk : 4820.435698 kg/jam

Massa uap lolos : 964.0871396 kg/jam

Massa uap kondensat : 3856.348558 kg/jam

## A. Menghitung entalpi bahan masuk

$\Delta H_6 = (m \times \int C_p Dt) + (m \times \lambda)$  karna ada perubahan fase

$$\lambda \text{ steam pada suhu } 115^\circ\text{C} = 2216.52 \text{ kJ/kg} \\ 529.761 \text{ kkal/kg}$$

$$c_p \text{ vapor} = 43.60628 \text{ kkal/kg}$$

$$\Delta H_6 = 210201.2524 + 2553678.808$$

$$\Delta H_6 = 2763880.061 \text{ kkal}$$

## B. Menghitung entalpi bahan keluar

$$T_{\text{uap keluar kondensor}} = T_{\text{water in}} = 30^\circ\text{C}$$

untuk menghitung  $T_{\text{cw out}}$  menggunakan persamaan :

$$t_v - t_2 = (0.1 + 0.02a) \times (t_v - t_1)$$

dimana :

$$t_v = T_{\text{vapor}}$$

$$t_1 = T_{\text{water in}}$$

$$t_2 = T_{\text{hot water (kondensat)}}$$

$$a = 0 \text{ maka,}$$

$$t_v - t_2 = (0.1 + 0.02a) \times (t_v - t_1)$$

$$115 - t_2 = 8.5085$$

$$t_2 = 106.5^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 379.5 \text{ K}$$

komponen	massa(kg)	$\int C_p Dt$	$\lambda$	$\Delta H(\text{kkal})$	
Uap lolos	964.0871	2.324454	580.9058	562284.8176	
kondensat	3856.349	2.324454	580.9058	2249139.27	
Total ( $\Delta H_{\text{steam}} + \Delta H_{\text{steam kondensat}}$ )				2811424.088	

## Perhitungan kebutuhan coling water :

$$T_{\text{cw in}} = 30^\circ\text{C}$$

$$\int_{298}^{303} C_{p_{\text{cw}}} dT_{\text{in}} = 4.822452 \text{ kkal/kg}$$

$$T_{\text{air out}} = 106^{\circ}\text{C}$$

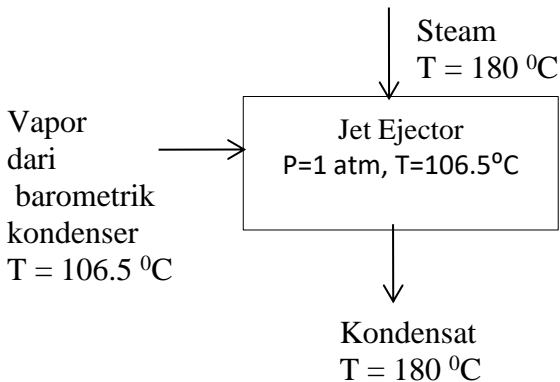
$$\int_{298}^{379} C_{p_{cw}} dT_{\text{out}} = 2.324454 \text{ kkal/kg}$$

$$m_{cw} = \frac{[(\Sigma m_{6i \text{ out}} \int_{298}^T C_p dT_{\text{out}} + \lambda)] - [m_{6 \text{ in}} \int_{298}^{388} C_p dT_{\text{in}} + m_{6 \text{ in}} \lambda]}{(\int_{298}^{379} C_{p_{cw}} dT_{\text{out}}) - (\int_{298}^{303} C_{p_{cw}} dT_{\text{in}})}$$

$$m_{cw} = \frac{2811424 - 2763880}{4.822452 - 2.324454} = 19032.85 \text{ kg/jam}$$

Neraca Energi Total			
Masuk (kkal)		keluar (kkal)	
$\Delta H_6$	2763880.061	$\Delta H_{\text{vapor}}$	562284.8176
$\Delta H_{\text{cwi}}$	91785.00292	$\Delta H_{\text{kondensat}}$	2249139.27
		$\Delta H_{\text{cw out}}$	44240.97552
Total	2855665.063		2855665.063

## 5. Jet Ejector





## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

$$m_{v, \text{in}} \int_{298}^{379.5} C_p dT_{\text{in}} + m_v \cdot \lambda + m_{s, \text{in}} \int_{298}^{453} C_p dT_{\text{in}} + m_s \cdot \lambda = (m_v + m_s) \int_{298}^{379.5} C_p dT_{\text{in}}$$

Fungsi : mengkondensasikan uap dari barometrik kondensor  
 $\Delta H_{\text{vapor in}} + \Delta H_{\text{steam}} = \Delta H_{\text{vapor out}} + \Delta H_{\text{steam kondensat}}$

### Menghitung entalpi bahan masuk

- $\Delta H_{\text{vapor in}} = 562284.8 \text{ kkal/jam}$

- $\Delta H_{\text{steam in}} =$

Steam yang digunakan adalah saturated steam, Temperatur :  
 $180^\circ\text{C}$

$$c_p \text{ steam} = 75.89441 \text{ kkal/kg}$$

$$\lambda_{\text{ steam}} = 4811.448 \text{ kkal/kg}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{steam in}} &= 75.89441 \text{ ms} + 4811.448 \text{ ms} \\ &= 4887.343 \text{ ms} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{in total}} &= \Delta H_{\text{vapor}} + \Delta H_{\text{steam in}} \\ &= 562284.8 + 4887.343 \text{ ms} \end{aligned}$$

### Menghitung entalpi bahan keluar

$$\begin{aligned} \text{Massa aliran menuju hot well} &= m_{\text{vapor}} + m_{\text{steam}} \\ &= 964.0871 + m_{\text{steam}} \end{aligned}$$

$$c_p \text{ kondensat pada saat } T = 180^\circ\text{C} = 157.5311 \text{ kkal/jam}$$

$$\Delta H_{\text{out}} = 151873.7 + 4968.979 \text{ ms}_{\text{steam}}$$

### Perhitungan mencari masa steam yang masuk :

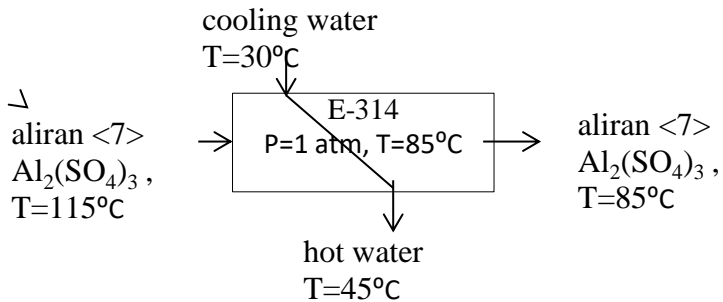
$$\Delta H_{\text{vapor in}} + \Delta H_{\text{steam}} = \Delta H_{\text{vapor out}} + \Delta H_{\text{steam kondensat}}$$

## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

$$\begin{aligned}
 562284.8 + 4887.343 \text{ ms} &= 151873.7 + 4968.979 \text{ ms} \\
 -81.6367 \text{ ms} &= -410411 \\
 \text{ms} &= 5027.289 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Neraca Energi Total			
Masuk (kkal)		keluar (kkal)	
$\Delta H_v$	562284.8176	$\Delta H_{\text{kondensat}}$	25132368.63
$\Delta H_s$	24570083.82		
Total	25132368.63		25132368.63

### 6. Cooler E-314



$$\begin{aligned}
 \Sigma(m_{7i, in} \int_{298}^{388} C_{pi} dT_{in}) + m_{cw, in} \int_{298}^{303} C_{pcw} dT_{in} &= \\
 \Sigma(m_{7i, out} \int_{298}^{358} C_{pi} dT_{out}) + m_{cw, out} \int_{298}^{318} C_{pcw} dT_{out}
 \end{aligned}$$

Fungsi : menurunkan temperature  $\text{Al}_2\text{SO}_4$   $115^\circ\text{C}$  menjadi  $85^\circ\text{C}$

$$\Delta H_{7, in} + \Delta H_{cw, in} = \Delta H_{cw, out} + \Delta H_{7, out} \quad \text{atau,}$$

**Persamaan Perhitungan kebutuhan cooling water :**

$$m_{cw, in} = m_{cw, out} = m_{cw} \quad \text{maka,}$$

## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

$$m_{cw} = \frac{[\Sigma(m_{si\ in} \int_{298}^{443} C_{pi} dT_{in})] - [\Sigma(m_{si\ out} \int_{298}^{373} C_{pi} dT_{out})]}{(\int_{298}^{318} C_{pcw} dT_{out}) - (\int_{298}^{303} C_{pcw} dT_{in})}$$

### A. Menghitung entalpi bahan masuk

• Aliran 7 <ΔH7> in

Komponen (i)	massa (kg)	$\int_{298}^{388} C_{pi} dt$ (kkal/kg)	$\Delta H_{7\ in} = \Sigma m_{7\ i} \int_{298}^{388} C_{pi} dT$ (kkal)
Al(OH) <sub>3</sub>	331.0039856	28.9689664	9588.843337
H <sub>2</sub> O	5057.280942	20.14787971	101893.4881
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.165999993	34.45196865	5.719026547
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	3061.583519	90.32914531	276550.2226
SiO <sub>2</sub>	0.165999993	65.35595673	10.84908834
CaO	0.331999986	40.11184986	13.31713357
Na <sub>2</sub> O	4.315999812	106.5836399	460.0149697
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	417.5742586	42.24070841	17638.6325
Total <ΔH7> in			406161.0867

### B. Menghitung entalpi bahan keluar

• Aliran 7 <ΔH7> out

Komponen (i)	massa (kg)	$\int_{298}^{358} C_{pi} dt$ (kkal/kg)	$\Delta H_{7\ out} = \Sigma m_{7\ out} \int_{298}^{358} C_{pi} dT$ (kkal)
Al(OH) <sub>3</sub>	331.0039856	19.31264427	6392.562224
H <sub>2</sub> O	5057.280942	13.43191981	67928.99205
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.165999993	41.09296458	6.821431823
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	3061.583519	59.94137744	183515.5333
SiO <sub>2</sub>	0.165999993	80.60662606	13.38069934
CaO	0.331999986	44.49519544	14.77240424
Na <sub>2</sub> O	4.315999812	15.87608906	68.5211974
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	417.5742586	27.81850831	11616.29298

## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

Total $\Delta H_7$ out	269556.8763
------------------------	-------------

### Perhitungan kebutuhan cooling water:

$$\Delta H_7 \text{ in} + \Delta H \text{ cooling water} = \Delta H_{\text{hot water}} + \Delta H_7 \text{ out}$$

$$T \text{ cooling water} = 30^\circ \text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\int_{298}^{303} C_{p_{cw}} dT_{in} = 4.822452163 \text{ kkal/kg}$$

$$T \text{ hot water} = 45^\circ \text{C} = 318 \text{ K}$$

$$\int_{298}^{318} C_{p_{cw}} dT_{out} = 19.78049 \text{ kkal/kg}$$

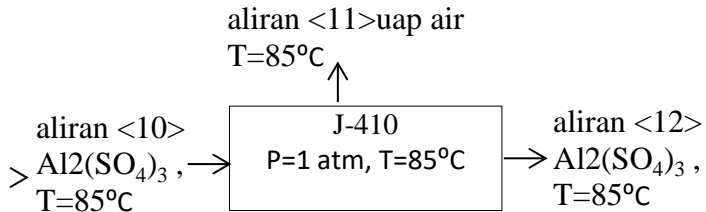
$$m_{cw} = \frac{[\Sigma(m_{7i \text{ in}} \int_{298}^{443} C_{pi} dT_{in})] - [\Sigma(m_{7i \text{ out}} \int_{298}^{373} C_{pi} dT_{out})]}{(\int_{298}^{318} C_{pcw} dT_{out}) - (\int_{298}^{303} C_{pcw} dT_{in})}$$

$$m_{cw} = \frac{406161.0867 - 269556.8763}{19.78049 - 4.822452} = 9132 \text{ kg/jam}$$

### Neraca Energi Total

Masuk (kkal)		keluar (kkal)	
$\Delta H_7 \text{ in}$	406161.0867	$\Delta H_7 \text{ out}$	269556.8763
$\Delta H_{cw} \text{ in}$	44041.03506	$\Delta H_{cw} \text{ out}$	180645.2455
total	450202.1217	total	450202.1217

## 7. Crystallizer J-410



Fungsi : membentuk kristal  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$

$$\Delta H_{10} = \Delta H_{12} + \Delta H_{\text{kristalisasi}} + \Delta H_{11}$$

$$Q = (\Delta H_{12} + \Delta H_{11} + \Delta H_{\text{crystallization}}) - \Delta H_{10}$$

Q bernilai (+) berarti panas harus ditambahkan ke sistem , maka:

$$\Sigma(m_{10,i} \int_{298}^{358} C_{pi} dT) + SH_v = \Sigma(m_{12,i} \int_{298}^{358} C_{pi} dT) + \Delta H_{\text{kristalisasi}} + \Sigma(m_{11,i} \int_{298}^{358} C_{pi} dT) + SH_l$$

### Persamaan Perhitungan kebutuhan steam :

S=

$$\frac{[\Sigma(m_{12,i} \int_{298}^{358} C_{pi} dT) + \Delta H_{\text{kristalisasi}} + \Sigma(m_{11,i} \int_{298}^{358} C_{pi} dT) - [\Sigma(m_{10,i} \int_{298}^{358} C_{pi} dT)]}{H_v - H_l}$$

### A.Menghitung entalpi bahan masuk

• Aliran 10 < $\Delta H_{10}$ >

Komponen (i)	massa (kg)	$\int_{298}^{358} c_{pi} dt$ (kkal/kg)	$\Delta H_{10} = \Sigma m_{10} \int_{298}^{358} C_{pi} dT$ (kkal)
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	4595.237736	13.43191981	61722.86476
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.134798713	41.09296458	5.539278747
$\text{H}_2\text{O}$	6892.856604	59.94137744	413167.3194

## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

SiO <sub>2</sub>	0.134902519	80.60662606	10.87403692
CaO	0.272044121	44.49519544	12.10465635
Na <sub>2</sub> O	3.502213749	15.87608906	55.6014574
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> sisa	375.8168327	27.81850831	10454.66369
Total <ΔH10>			485428.9672

### B. Menghitung entalpi bahan keluar

• Aliran 12 <ΔH12>

Komponen (i)	massa (kg)	$\int_{298}^{358} c_{pi} dt$ (kkal/kg)	$\Delta H_{12} = \sum m_{12} \int_{298}^{358} c_{pi} dT$ (kkal)
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	1648.902513	13.43191981	22147.92632
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.134798713	41.09296458	5.539278747
H <sub>2</sub> O	4377.229925	59.94137744	262377.1911
SiO <sub>2</sub>	0.134902519	80.60662606	10.87403692
CaO	0.272044121	44.49519544	12.10465635
Na <sub>2</sub> O	3.502213749	15.87608906	55.6014574
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> sisa	375.8168327	27.81850831	10454.66369
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	5117.319072	0.299203419	1531.119365
Total <ΔH12>			296595.0199

### ΔH11 :

Hv pada saat T steam = 85C = 2652 kj/kg  
633.8432122 kkal/kg

massa vapor = 344.6428302 kg

ΔH vapor = massa vapor x Hv

ΔH 11 = 218449.5186 kkal

### ΔH crystallization

ΔH crystallization = mol Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>.14H<sub>2</sub>O x ΔHsolutionAl<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>.14H<sub>2</sub>O

mol Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>.14H<sub>2</sub>O = 9038.485 mol

## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

$$\Delta H_{\text{solution Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}} = 23.2 \text{ kkal/mol}$$

$$\Delta H_{\text{crystallization}} = 209692.9 \text{ kkal}$$

### Perhitungan kebutuhan steam :

$$Q = (\Delta H_{12} + \Delta H_{11} + \Delta H_{\text{crystallization}}) - \Delta H_{10}$$

$$Q = 724737.3913 - 485428.9672$$

$$Q = 239308.424 \text{ kkal}$$

Q bernilai (+), panas harus ditambahkan ke sistem (Geankopli).  
Saturated steam digunakan untuk memenuhi kebutuhan panas.

Data steam yang digunakan ( $T = 85^\circ\text{C} = 358\text{K}$ )

menghitung massa steam :

$$H_v \text{ steam pada saat } T = 180^\circ\text{C} \text{ adalah } 663.5516 \text{ kkal/kgK}$$

$$H_l \text{ steam pada saat } T = 180^\circ\text{C} \text{ adalah } 182.3853 \text{ kkal/kgK}$$

S =

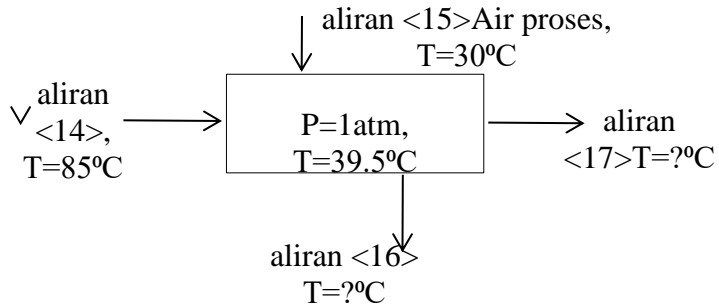
$$S = \frac{[\Sigma(m_{12,i} \int_{298}^{358} C_{pi} dT) + \Delta H_{\text{kristalisasi}} + \Sigma(m_{11,i} \int_{298}^{358} C_{pi} dT) - [\Sigma(m_{10,i} \int_{298}^{358} C_{pi} dT)]}{H_v - H_l}$$

$$S = \frac{724737.3913 - 485428.9672}{663.5516 - 182.3853} = 497.3507084 \text{ kg/jam}$$

### neraca energi total

Masuk (kkal)		keluar (kal)	
$\Delta H_{10}$	485428.9672	$\Delta H_{12}$	296595.0199
$\Delta H_{\text{steam}}$	330017.8709	$\Delta H_{11}$	218449.5186
		$\Delta H_{\text{crystallization}}$	209692.8528
		$\Delta H_{\text{kondensat}}$	90709.44684
Total	815446.8381	Total	815446.8381

## 8. Residu washing cetrifuge (J-413)



Fungsi : Untuk memisahkan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  dari  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ , insoluble material,  $\text{H}_2\text{SO}_4$  sisa, dan  $\text{Al}(\text{OH})_3$  sisa  
 $\Delta H_{14} + \Delta H_{15} = \Delta H_{17} + \Delta H_{16} + Q_{\text{loss}}$

$$\Sigma(m_{14,i} \int_{298}^{358} C_{pi} dT) + m_{15,i} \int_{298}^{303} C_{pd}T = \Sigma(m_{17,i} \int_{298}^T C_{pi} dT) + \Sigma(m_{16,i} \int_{298}^T C_{pi} dT) + Q_{\text{loss}}$$

$Q_{\text{loss}}$

$$= \Sigma(m_{14,i} \int_{298}^{358} C_{pi} dT) + m_{15,i} \int_{298}^{303} C_{pd}T - \Sigma(m_{17,i} \int_{298}^T C_{pi} dT) + \Sigma(m_{16,i} \int_{298}^T C_{pi} dT)$$

### A. Menghitung entalpi bahan masuk

• Aliran 14 < $\Delta H_{14}$ >

Komponen (i)	massa (kg)	$\int_{298}^{358} c_{pi} dt$ (kkal/kg)	$\Sigma m_{14} \int_{298}^{358} C_{pi} dT$ (kkal)
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5117.319072	17.95220517	91867.16189
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.134798713	41.09296458	5.539278747
$\text{H}_2\text{O}$	131.3168978	59.94137744	7871.315733
$\text{SiO}_2$	0.134902519	80.60662606	10.87403692
$\text{CaO}$	0.272044121	44.49519544	12.10465635
$\text{Na}_2\text{O}$	3.502213749	15.87608906	55.6014574
$\text{H}_2\text{SO}_4$ sisa	11.27450498	27.81850831	313.6399106



## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

Total < $\Delta H_{14}$ >	100800.6748
---------------------------	-------------

• Aliran 15 < $\Delta H_{15}$ >

Komponen	massa	$\int_{298}^{303} c_{pi} dt$ (kkal/kg)	$\Delta H_{15} = \sum m_{15} \int_{298}^{303} c_{pi} dT$ (kkal)
H <sub>2</sub> O	1052.790887	4.822452163	5077.033689
Total Total < $\Delta H_{15}$ >			5077.033689

### B. Menghitung entalpi bahan keluar

dengan menggunakan metode goal seek maka didapatkan :

$$T_{\text{air proses}} = T_{\text{aliran 12}} = 39.5 \text{ } ^\circ\text{C} \\ 355.8 \text{ K}$$

• Aliran 16 < $\Delta H_{16}$ >

Komponen	massa	$\int_{298}^{312.5} c_{pi} dt$ (kkal/kg)	$\Delta H_{16} = \sum m_{16} \int_{298}^{312.5} c_{pi} dT$ (kkal)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> sisa	11.27450498	6.587945719	74.27582683
H <sub>2</sub> O	1042.262978	14.26794722	14870.95316
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	49.46707538	69.95325926	3460.383149
Total Total < $\Delta H_{16}$ >			18405.61213

• Aliran 17 < $\Delta H_{17}$ >

Komponen	massa	$\int_{298}^{312.5} c_{pi} dt$ (kkal/kg)	$\Delta H_{17} = \sum m_{17} \int_{298}^{312.5} c_{pi} dT$ (kkal)
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	5117.319072	4.332226151	22169.38351
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.134798713	137.6833582	18.55953951
H <sub>2</sub> O	141.8448066	14.26794722	2023.834214
SiO <sub>2</sub>	0.134902519	280.4838009	37.83797134
CaO	0.272044121	135.9694625	36.98969298

## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

Na <sub>2</sub> O	3.502213749	15.29463644	53.56508603
Total Total <ΔH17>			24340.17001

### Perhitungan panas yang hilang

$Q_{loss}$

$$= \Sigma(m_{14,i} \int_{298}^{358} C_{pi} dT) + m_{15,i} \int_{298}^{303} C_{pdT} - \Sigma(m_{17,i} \int_{298}^T C_{pi} dT) + \Sigma(m_{16,i} \int_{298}^T C_{pi} dT)$$

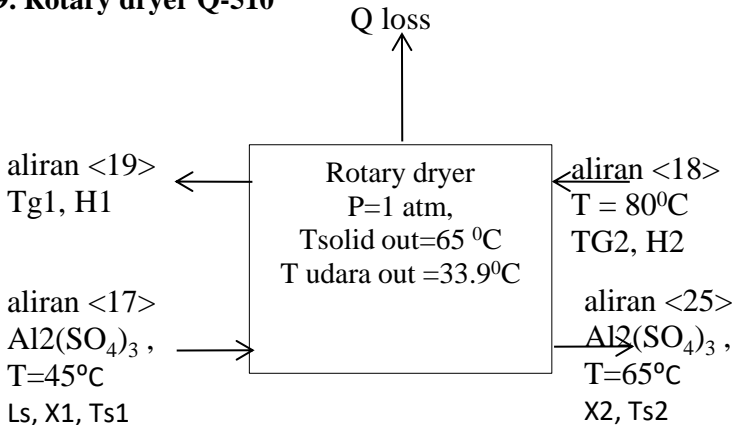
$Q_{loss} =$

$$(100800.7 + 5077.034) - (18405.61 + 24340)$$

$$Q_{loss} = 63131.9263 \text{ kkal}$$

Neraca Panas Total			
Masuk (kkal)		masuk (kkal)	
H14	100800.6748	ΔH16	18405.61213
H15	5077.033689	ΔH17	24340.17001
		Qloss	63131.9263
Total	105877.7084		105877.7084

### 9. Rotary dryer Q-510



Fungsi : mengeringkan kristal Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> hingga kandungan air 0,1 %  
 $\Delta H17 + \Delta H18 = \Delta H25 + (\Delta H19(s) + \Delta H19(g))$

**Neraca massa rotary dryer :**

komponen	massa (kg)	komponen	massa (kg)
aliraan <17>		aliran <25>	
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	5117.319072	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	5091.859773
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.134798713	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.134128073
H <sub>2</sub> O (Maf)	142.5738913	H <sub>2</sub> O (Map)	5.126082167
SiO <sub>2</sub>	0.134902519	SiO <sub>2</sub>	0.134231362
CaO	0.272044121	CaO	0.270690668
Na <sub>2</sub> O	3.502213749	Na <sub>2</sub> O	3.4847898
		aliran <19>	
		Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	25.45929887
		Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.00067064
		SiO <sub>2</sub>	0.000671157
		CaO	0.001353453
		Na <sub>2</sub> O	0.017423949
		H <sub>2</sub> O (Mao)	461.9515937

$$L_{s1} = 5121.363031 \text{ kg/jam}$$

$$X1 = 0.02708503 \text{ kg H}_2\text{O/ kg solid kering}$$

$$Ts1 = 39.5 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$Ls2 = 5095.883613$$

$$x2 = 0.001004915 \text{ kg H}_2\text{O/ kg solid kering}$$

$$Ts2 = 65 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$Ls3 = 25.47941806$$

$$x3 = 0.94772713$$

$$Tg2 = 80 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

%Humidity udara masuk : 2% , maka dari humidity chart

dari  $T_{g2} = 80^{\circ}\text{C}$  dan %humidity = 2%, maka nilai  $H_2$ :

$$H_2 = 0.012 \text{ kg H}_2\text{O/kg udara kering}$$

### Menghitung $T_{g1}$

dari data  $T_{g2}$  dan  $H_2$  dari humidity chart di dapatkan  $T_w$ ,

$$T_w = 32.5^{\circ}\text{C}$$

untuk menghitung  $T_{g1}$  maka menggunakan persamaan :

$$N_t = \ln x \frac{T_{g2} - T_w}{T_{g1} - T_w}, \text{ nilai } N_t \text{ ekonomis antara } 1,5-2,5$$

$$2,5 = \ln x \frac{80 - 33}{T_{g1} - 33}$$

$$T_{g1} = 33.93^{\circ}\text{C}$$

### Material balance $\text{H}_2\text{O}$ :

$$GH_2 + L_sX_1 = GH_1 + L_2sX_2 + L_3X_3$$

$$0.012 \text{ G} + 138.7123 = GH_1 + 5.146536 + 24$$

$$0.012 \text{ G} = GH_1 - 109.418$$

### Menghitung entalpi

Entalpi udara panas masuk :

$$H'G_2 = (1.005 + 1.88 H_2)(T_{g2} - T_0) + H_2\lambda$$

$$\lambda \text{ pada saat } T = 25^{\circ}\text{C} = 2442.31 \text{ kJ/kg}$$

$$583.7261 \text{ kkal/kg}$$

$$H'G_2 = 56.5158 + 7.004713$$

$$H'G_2 = 63.52051319 \text{ kkal/kg udara kering}$$

Entalpi solid masuk :

$$H's_1 = c_{ps}(T_{s1} - T_0) + X_1 c_{pair}(T_s - T_0)$$

$$c_{ps} = c_p \text{ Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} = 0.299203419 \text{ kkal/kg.K}$$

## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

$$c_p \text{ air} = 1.008604207 \text{ kkal/kg.K}$$

$$H's1 = 4.332226151 + 0.395544$$

$$H's1 = 4.727770031 \text{ kkal/kg udara kering}$$

### Entalpi udara panas keluar :

$$H'G1 = (1.005 + 1.88 H1)(T_{G1} - T_0) + H1\lambda$$

$$\lambda \text{ pada saat } T = 25^\circ\text{C} = 2442.31 \text{ kJ/kg}$$

$$583.7260994 \text{ kkal/kg}$$

$$H'G1 = 8.975017 + 16.78909 H1 + 583.7261 H1$$

$$H'G1 = 8.975017 + 600.5152 H1$$

### Entalpi solid keluar yang terikut udara :

$$H's3 = c_{ps}(T_{s3} - T_0) + X3c_{p\text{air}}(T_{s3} - T_0)$$

$$c_{ps} = c_p \text{ Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} = 0.299203 \text{ kkal /kgK}$$

$$c_p \text{ air} = 1.008604207 \text{ kkal/kgK}$$

$$H's3 = 2.671996 + 8.536371$$

$$H's3 = 11.20837 \text{ kkal/kg udara kering}$$

### Entalpi solids keluar :

$$H's2 = c_{ps}(T_{s2} - 25) + X2c_{p\text{air}}(T_{s2} - 25)$$

$$c_{ps} = c_p \text{ Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} = 0.299203419 \text{ kkal/kg.K}$$

$$c_p \text{ air} = 1.008604207 \text{ kkal/kg.K}$$

$$H's2 = 11.96813678 + 0.040542$$

$$H's2 = 12.00867925 \text{ kkal/kg udara kering}$$

### Neraca panas total , Asumsi $Q_{\text{loss}} = 0$

$$\Delta H17 + \Delta H18 = (\Delta H19(s) + \Delta H19(g)) + \Delta H25 + Q_{\text{loss}}$$

$$GH'g2 + Ls1H's1 = GH'g1 + Ls3h's3 + Ls2h's2 + Q$$

$$54.54549651 G = 37267.79 + 600.5151854 GH1$$

## **Eliminasi persamaan :**

$$\begin{aligned} 0.012 \quad G &= 1 \quad GH1 + -109.418 \\ 54.5455 \quad G &= 600.5152 \quad GH2 + 37267.79 \end{aligned}$$

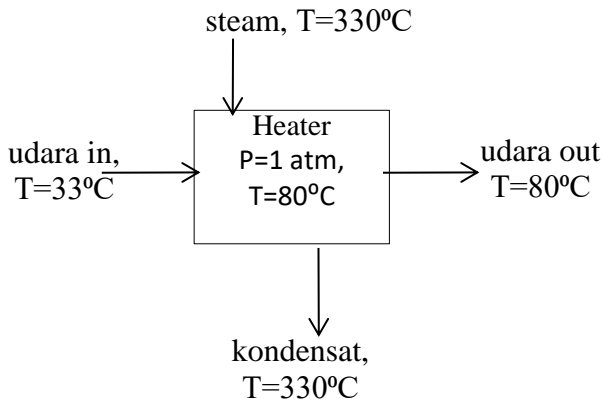
Sehingga didapatkan nilai G =

$$\begin{aligned} G &= 2175.255 \quad \text{kg dry air} \\ H1 &= 0.062301 \quad \text{kg H}_2\text{O/kg udara kering} \end{aligned}$$

## **Neraca Panas Total**

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
$\Delta H_{17}$	138173.3	$\Delta H_{19(g)}$	100905.5254
$\Delta H_{18}$	24212.63	$\Delta H_{19(s)}$	285.5826655
		$\Delta H_{25}$	61194.83179
Total	162385.9		162385.9398

## **10. Heater (H-514)**



Fungsi : memanaskan udara untuk rotary dryer

$$\Delta H_{\text{udara in}} + \Delta H_{\text{steam}} = \Delta H_{\text{udara out}} + \Delta H_{\text{kondensat}}$$

## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

Massa udara kering yang dibutuhkan rotary dryer yaitu :  
2175.254988 kg udara kering pada suhu 80<sup>0</sup>C

**Menghitung panas udara masuk T = 33 <sup>0</sup>C**

% Humidity = 80% = 0.80

H= 0.024 kg H<sub>2</sub>O/kg udara kering

λ pada saat T = 25<sup>0</sup>C = 583.7260994 kkal/kg

ΔHudara= m x H'g1

H'G 1= (1.005+1.88 H)(33-25)+Hλ

H'G1 = 8.40 + 14.00943

H'G1 = 22.41

ΔH udara in= 48,748.30 kkal

**Menghitung panas udara kering keluar T = 80 <sup>0</sup>C**

% Humidity = 2 % = 0.02

Humidity = 0.012

ΔH udara out = m x H'g2

H'G 2= (1.005+1.88 H)(80-25)+Hλ

H'G2 = 56.52 + 7.004713

H'G2 = 63.52

ΔH Udara out = 138,173.31 kkal

**Persamaan Neraca Panas total :**

ΔHudara in + ΔHsteam = ΔHudara out + ΔHkondensat

ΔH udara in+ S x Hv = ΔH udara out + S x Hl

Hv steam pada suhu 330<sup>0</sup>C = 638.1931166 kkal/kg

Hl steam pada suhu 330<sup>0</sup>C = 364.8422562 kkal/kg

## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

(saturated steam)

$$\Delta H \text{ udara in} + S \times H_v = \Delta H \text{ udara out} + S \times H_l$$

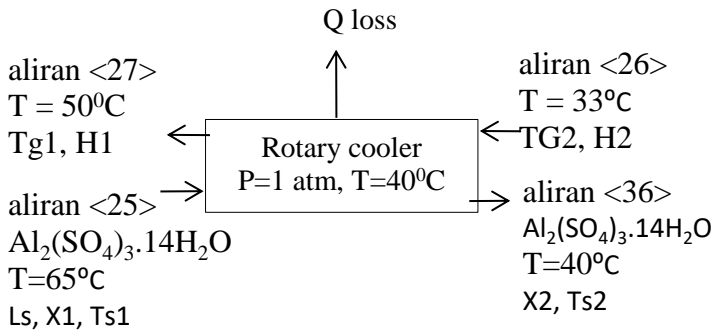
$$48,748.30 + 638.1931 S = 138,173.31 + 364.8423 S$$

$$S = 327.1436873 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas Total

Masuk		Keluar	
$\Delta H$ udara in	48,748.30	$\Delta H$ udara out	138,173.31
$\Delta H$ steam	208780.8494	$\Delta H$ kondensat	119355.841
Total	257,529.15	Total	257,529.15

### 11. Rotary cooler (Q-521)



Fungsi : mendinginkan kristal  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  dengan menggunakan udara atmosfer

$$\text{Aliran 25} + \text{aliran 26} = \text{aliran 36} + \text{aliran 27} + Q \text{ loss}$$

$$\Delta H 25 + \Delta H 26 = \Delta H 36 + \Delta H 27 + Q_{\text{loss}}$$

Dasar perhitungan :

1. cp solid =  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$  (dianggap konstan)
2. Gas dari cooling, suhu gas 20°C dari US4276052



**Neraca Massa Cooling Belt**

komponen	massa (kg)	komponen	massa (kg)
aliran <25>		aliran <36>	
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5091.859773	$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	5041.44532
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.134128073	$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.132800072
$\text{H}_2\text{O}$ (Maf)	5.126082167	$\text{H}_2\text{O}$ (Map)	5.075328878
$\text{SiO}_2$	0.134231362	$\text{SiO}_2$	0.132902339
$\text{CaO}$	0.270690668	$\text{CaO}$	0.268010562
$\text{Na}_2\text{O}$	3.4847898	$\text{Na}_2\text{O}$	3.450286931
		aliran <27>	
		$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	50.4144532
		$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.001328001
		$\text{SiO}_2$	0.050753289
		$\text{CaO}$	0.001329023
		$\text{Na}_2\text{O}$	0.002680106
		$\text{H}_2\text{O}$ (Mao)	0.034502869

$$L_{s1} = 5095.884 \text{ kg/jam}$$

$$x1 = 0.001005 \text{ kg H}_2\text{O/kg solid kering}$$

$$T_{s1} = 65 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$x2 = 0.001005 \text{ kg H}_2\text{O/kg solid kering}$$

$$T_{s2} = 40 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$L_{s3} = 50.4542932$$

$$x3 = 0.001005$$

$$\% \text{ humidity} = 80 \%$$

$$T_{g2} = 33 \text{ }^\circ\text{C}$$

Dengan menggunakan humidity chart antara  $T_{g2}$  dan % humidity maka didapatkan :

$$H2 = 0.024 \text{ kg H}_2\text{O/kg udara kering}$$

## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

Asumsi Tg1 :

$$T_{g1} = 50 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Neraca massa komponen air :

$$GH_2 + LsX_1 = GH_1 + LsX_2$$

$$0.024 \text{ G} + 5.120931 = GH_1 + 5.070229 + 0.051$$

$$0.024 \text{ G} = GH_2$$

### Menghitung entalpi

#### Entalpi udara panas masuk :

$$H'G_2 = (1.005 + 1.88 H_2)(T_{G2} - T_0) + H_2 \lambda$$

$$\lambda \text{ pada saat } T = 25^{\circ}\text{C} = 2442.31 \text{ kJ/kg}$$

$$583.7261 \text{ kkal/kg}$$

$$H'G_2 = 8.40096 + 14.00942639$$

$$H'G_2 = 22.41039$$

#### Entalpi solid masuk :

$$H's_1 = c_{ps}(T_{s1} - T_0) + X_1 c_{p\text{air}}(T_s - 25)$$

$$c_{ps} = c_p \text{ Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} = 0.299203 \text{ kkal/kgK}$$

$$c_p \text{ air} = 1.008604 \text{ kkal/kgK}$$

$$H's_1 = 11.96814 + 0.040542$$

$$H's_1 = 12.00867925 \text{ kkal/kg udara kering}$$

#### Entalpi udara panas keluar :

$$H'G_1 = (1.005 + 1.88 H_1)(T_{G1} - T_0) + H_1 \lambda$$

$$\lambda \text{ pada saat } T = 25^{\circ}\text{C} = 2442.31 \text{ kJ/kg}$$

$$583.7260994 \text{ kkal/kg}$$

$$H'G_1 = 25.125 + 630.7261 H_1$$

#### Entalpi solids keluar :

## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

$$H's_2 = c_{ps}(T_{s2}-T_0) + X_2 c_{pair}(T_{s2}-T_0)$$

$$c_{ps} = c_p \text{ Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O} = 0.299203419 \text{ kkal/kgK}$$

$$c_p \text{ air} = 1.008604207 \text{ kkal/kgK}$$

$$H's_2 = c_{ps}(T_{s2}-T_0) + X_2 c_{pair}(T_{s2}-T_0)$$

$$H's_2 = 4.488051292 + 0.015203$$

$$H's_2 = 4.503254717 \text{ kkal}$$

Neraca panas total , Asumsi  $Q_{\text{loss}} = 0$

$$GH'g_2 + Ls_1 H's_1 = GH'g_1 + Ls_3 h's_3 + Ls_2 h's_2 + Q$$

$$-2.71461361 \text{ G} = -38095.3 + 630.7261 \text{ GH}_1$$

Eliminasi persamaan :

$$-2.71461361 \text{ G} = -38095.3 + 630.7261 \text{ GH}_1$$

$$0.024 \text{ G} = \text{GH}_1 + 0$$

Sehingga didapat :

$$\text{G} = 2133.946457 \text{ kg udara / jam}$$

$$\text{H} = 0.024$$

Neraca panas total :

entalpi udara masuk :

$$GH'g_2 = 47822.56$$

entalpi bahan masuk :

$$Ls_1 H's_1 = 61194.83$$

entalpi udara keluar :

$GH'g_1$  :

$$H'g_1 = 25.125 + 630.7261 \text{ H}_1$$

$$40.26243$$

$$GH'g_1 = 85917.86$$

Entalpi bahan keluar yang terikut udara :

$$Ls_3 h's_3 : 378.6809$$

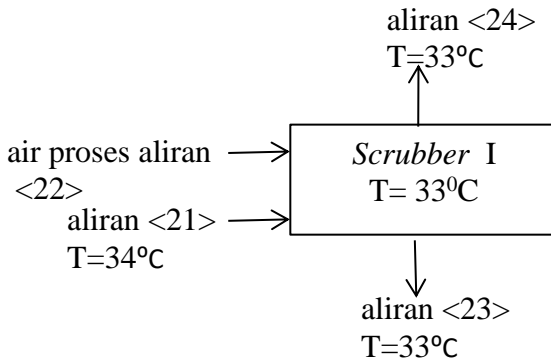
entalpi bahan keluar :

Ls2h's2 : 22720.85339

Neraca panas total

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
$\Delta H_{25}$	47822.56	$\Delta H_{27(g)}$	85917.86214
$\Delta H_{26}$	61194.83	$\Delta H_{27(s)}$	378.6808898
		$\Delta H_{36}$	22720.85339
Total	109017.4		109017.3964

## 12. Scrubber (J-513)



Fungsi : menangkap debu dari rotary dryer

**Persamaan neraca energi total :**

$$\Delta H_{21} + \Delta H_{22} = \Delta H_{24} + \Delta H_{23} + Q \text{ loss}$$

$$\Sigma(m_{21,i} \int_{298}^{307} C_{pi} dT) + m_{22,i} \int_{298}^{307} C_{pi} dT = \Sigma(m_{24,i} \int_{298}^{306} C_{pi} dT) + \Sigma(m_{23,i} \int_{298}^{358} C_{pi} dT) + Q \text{ loss}$$

**Persamaan untuk perhitungan panas yang hilang :**

$$Q \text{ loss} =$$

$$[\Sigma(m_{21,i} \int_{298}^{307} C_{pi} dT) + m_{22,i} \int_{298}^{307} C_{pi} dT] - [\Sigma(m_{24,i} \int_{298}^{306} C_{pi} dT) + \Sigma(m_{23,i} \int_{298}^{358} C_{pi} dT)]$$

### Menghitung entalpi Bahan Masuk

#### • Aliran 21 <ΔH21>

Aliran 21 merupakan gas yang keluar dari cyclone. Gas yang keluar dari cyclone terdiri dari  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$  dan udara

Komponen (i)	massa (kg)	$\int_{298}^{307} c_{pi} dt$ (kkal/kg)	$\Delta H_{21} = \sum m_{14} \int_{298}^{307} C_{pi} dT$ (kkal)
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	3.81889483	2.671995702	10.20407057
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.000100674	221.2313756	0.022272142
$\text{SiO}_2$	0.000203018	451.4824453	0.091659064
$\text{CaO}$	0.002613592	217.4742035	0.568388915
$\text{Na}_2\text{O}$	0.000100674	2.362987797	0.00023789
$\text{H}_2\text{O}$	188.2442432	4.210561438	792.6139515
Total			803.5005801

Menghitung entalpi udara in  $\Delta H_{\text{udara}}$  in

diasumsikan bahwa entalpi udara in

sama seperti udara keluar rotary dryer

yaitu sebesar : 138,173.31 kkal

**Total ΔH21 = ΔH21 komponen + <ΔH udara in**

**Total ΔH21 = 138,976.81 kkal**

#### • Aliran 22 <ΔH22>

Komponen (i)	massa (kg)	$\int_{298}^{303} c_{pi} dt$ (kkal/kg)	$\Delta H_{22} = \sum m_{22} \int_{298}^{303} C_{pi} dT$ (kkal)
$\text{H}_2\text{O}$	4330.375573	4.822452163	20883.02905
Total ΔH22			20883.02905

### Menghitung entalpi Bahan keluar

#### •Aliran 23< $\Delta H_{23}$ >

Komponen (i)	massa (kg)	$\int_{298}^{307} c_{pi} dT$ (kkal/kg)	$\Delta H_{21} = \Sigma m_{14} \int_{298}^{307} c_{pi} dT$ (kkal)
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	3.81889483	2.393627356	9.141011133
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.000100674	246.6891538	0.024835066
SiO <sub>2</sub>	0.000203018	503.5448193	0.102228663
CaO	0.002613592	242.3626653	0.633437208
Na <sub>2</sub> O	0.000100674	2.116811875	0.000213107
H <sub>2</sub> O	4518.619816	7.808995833	35285.88332
Total			35295.78504

#### •Aliran 24< $\Delta H_{24}$ >

Aliran 24 merupakan udara yang menuju ke stack massa udara keluar scrubber dan humidity udara yang keluar dari scrubber = udara dan humidity yang keluar dari rotary dryer maka diperoleh :  
 massa udara keluar scrubber (G) = 2175.254988 kg/jam

Asumsi Temperatur udara keluar scrubber =

$$H'G = (1.005 + 1.88 H)(TG_{out} - 25) + H\lambda$$

$$H = 0.06 \text{ kg H}_2\text{O/kg solid kering}$$

$$\lambda \text{ pada saat } T = 25^\circ\text{C} = 583.73 \text{ kkal/kg}$$

$$H'G = 8.977011884 + 36.37$$

$$H'G = 45.34391962$$

$$\Delta H_{24} = G \times H'G = 98634.58734 \text{ kkal}$$

### Persamaan untuk perhitungan panas yang hilang :

Q loss =

$$[\Sigma(m_{21,i} \int_{298}^{307} C_{pi} dT) + m_{22,i} \int_{298}^{307} C_{pi} dT] - [\Sigma(m_{24,i} \int_{298}^{306} C_{pi} dT) + \Sigma(m_{23,i} \int_{298}^{358} C_{pi} dT)]$$

25,929.47 kkal

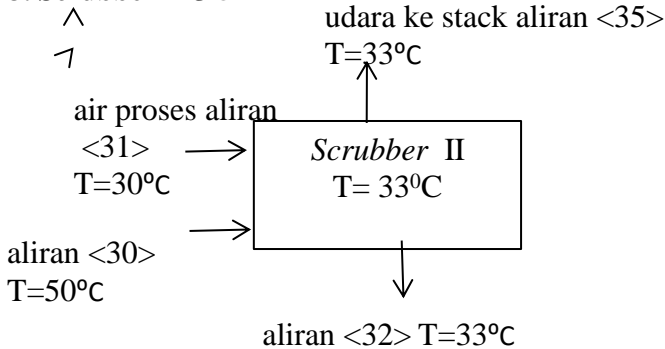
$$Q \text{ loss} = 159,859.84 - 133,930.37$$

$$Q \text{ loss} = 25,929.47 \text{ kkal}$$

neraca energi total

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
$\Delta H_{21}$	138,976.81	$\Delta H_{23}$	35295.78504
$\Delta H_{22}$	20883.02905	$\Delta H_{24}$	98,634.59
		q loss	25,929.47
Total	159,859.84	Total	159859.8428

### 13. Scrubber II J-524



Fungsi : menangkap debu dari cooling belt

**Persamaan neraca energi total :**

$$\Delta H_{30} + \Delta H_{31} = \Delta H_{32} + \Delta H_{35} + Q \text{ loss}$$

$$\Sigma(m_{30,i} \int_{298}^{323} C_{pi} dT) + m_{31,i} \int_{298}^{307} C_{pi} dT = \Sigma(m_{32,i} \int_{298}^{306} C_{pi} dT) +$$

$$\Sigma(m_{35,i} \int_{298}^{358} C_{pi} dT) + Q \text{ loss}$$

**Persamaan untuk perhitungan panas yang hilang :**

$$Q_{\text{loss}} = [\Sigma(m_{30,i} \int_{298}^{323} C_{pi} dT) + m_{31,i} \int_{298}^{307} C_{pi} dT] - [\Sigma(m_{32,i} \int_{298}^{306} C_{pi} dT) + \Sigma(m_{35,i} \int_{298}^{358} C_{pi} dT)]$$

**Menghitung entalpi Bahan Masuk**

• Aliran 30 <ΔH30>

Aliran 30 merupakan gas yang keluar dari cyclone.

Gas yang keluar dari cyclone terdiri dari  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$  dan udara

Komponen (i)	massa (kg)	$\int_{298}^{323} c_{pi} dt$ (kkal/kg)	$\Delta H_{30} = \Sigma m_{30} \int_{298}^{307} C_{pi} dT$ (kkal)
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$	7.56216798	7.480085487	56.56566295
$\text{Fe}_2\text{O}_3$	0.0001992	82.03485151	0.016341351
$\text{SiO}_2$	0.000199354	166.2069712	0.033133943
$\text{CaO}$	0.000402016	82.16094909	0.033030003
$\text{Na}_2\text{O}$	0.00517543	6.615037109	0.034235664
$\text{H}_2\text{O}$	3395.576322	11.94464041	40558.93817
Total			40615.62057

Menghitung entalpi udara in

ΔHudara in diasumsikan bahwa entalpi udara in sama seperti udara keluar rotary dryer yaitu sebesar : 85,917.86 kkal

**Total ΔH30 = ΔH30 komponen + <ΔH udara in**

**Total ΔH30 = 126,533.48 kkal**



## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

### •Aliran 31< $\Delta H_{31}$ >

Komponen (i)	massa (kg)	$\int_{298}^{303} c_{pi} dt$ (kkal/kg)	$\Delta H_{22} = \Sigma m_{22} \int_{298}^{303} c_{pi} dT$ (kkal)
H <sub>2</sub> O	3395.576322	4.822452163	16375.00438
Total $\Delta H_{22}$			16375.00438

### Menghitung entalpi Bahan keluar

### •Aliran 32< $\Delta H_{32}$ >

Komponen (i)	massa (kg)	$\int_{298}^{307} c_{pi} dt$ (kkal/kg)	$\Delta H_{32} = \Sigma m_{32} \int_{298}^{307} c_{pi} dT$ (kkal)
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	7.56216798	2.393627356	18.10101214
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0001992	246.6891538	0.049140506
SiO <sub>2</sub>	0.000199354	503.5448193	0.100383426
CaO	0.000402016	242.3626653	0.097433631
Na <sub>2</sub> O	0.00517543	2.116811875	0.010955413
H <sub>2</sub> O	3446.798613	7.808995833	26916.03601
Total			26916.03601

### •Aliran 35< $\Delta H_{35}$ >

Aliran 35 merupakan udara yang menuju ke stack  
 massa udara keluar scrubber dan humidity udara yang keluar  
 dari scrubber sama dengan massa  
 udara dan humidity yang keluar dari rotary cooler maka diperoleh  
 massa udara keluar scrubber (G) = 2133.946457 kg/jam  
 Asumsi Temperatur udara keluar scrubber =  
 $H'G = (1.005 + 1.88 H)(T_{Gout} - 25) + H\lambda$   
 $H = 0.02$  kg H<sub>2</sub>O/kg solid kering  
 $\lambda$  pada saat T = 25C = 583.73 kkal/kg  
 $H'G = 8.40096 + 14.01$

## Appendiks B - Perhitungan Neraca Panas

$$H'G = 22.41038639$$

$$\Delta H_{35} = G \times H'G = 47822.56463 \text{ kkal}$$

**Persamaan untuk perhitungan panas yang hilang :**

$$Q_{\text{loss}} = [\Sigma(m_{21,i} \int_{298}^{307} C_{pi} dT) + m_{22,i} \int_{298}^{307} C_{pi} dT] - [\Sigma(m_{24,i} \int_{298}^{306} C_{pi} dT) + \Sigma(m_{23,i} \int_{298}^{358} C_{pi} dT)]$$

$$Q_{\text{loss}} = 142,908.49 - 74,738.60$$

$$Q_{\text{loss}} = 68,169.89 \text{ kkal}$$

neraca energi total

Masuk (kkal)		Keluar (kkal)	
$\Delta H_{30}$	126,533.48	$\Delta H_{32}$	26916.03601
$\Delta H_{31}$	16375.00438	$\Delta H_{35}$	47,822.56
		q loss	68,169.89
Total	142,908.49	Total	142908.4871

## APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

### 1. Cooler (E-314)

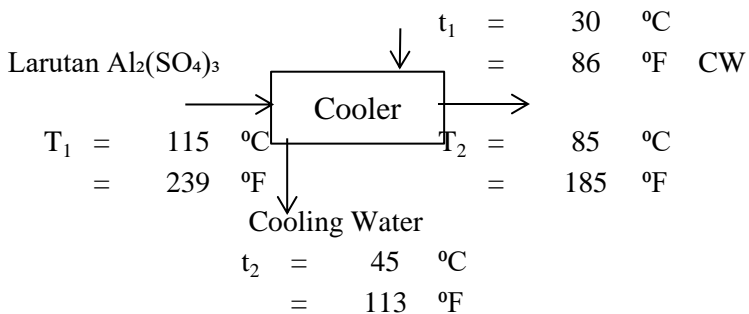
Fungsi : Mendinginkan larutan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$  dari suhu  $115^\circ\text{C}$  menjadi  $85^\circ\text{C}$

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan : *Carbon Steel SA 212 Grade A*

Jumlah : 1 buah

Kapasitas : 8872.423 kg/jam



Dimensi Exchanger didapatkan dari data contoh soal 7.6 Kern

#### Aliran Dingin , CW

Shell Side

ID = 10.02 in

Baffle Spaci = 3 in

Passes = 1

DP yang diijinkan = 10 psi

Total dirt factor = 0.003

#### Aliran Panas, Feed

Tube Side

Number and Length = 40, 16'0"

OD, BWG, pitch =  $\frac{3}{4}$  in 16 BWG, 1

in square

Passes = 4 (Tabel 9, Kern)

\* Metode perhitungan cooler didasarkan pada buku *Process Heat Transfer* by Donald Q. Kern, Exchanger diasumsikan Shell and Tube (jika A/ heat transfer surface  $> 120 \text{ ft}^2$ , asumsi tipe *shell and tube* benar)

1) Menghitung neraca massa dan energi

Menghitung *Enthalpy Feed* masuk ( $H_1$ )  $T=115^\circ\text{C}$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

\*data *heat capacity* didapatkan dari neraca panas

Komponen	Massa (kg)	$\int C_{pd}T(\text{kkal/kg.K})$	$\Delta H=m.\int C_{pd}T \text{ (kkal)}$
aliran <6>			
Al(OH) <sub>3</sub>	331.004	28.969	9588.843
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	5057.281	20.148	101893.488
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.166	34.452	5.719
H <sub>2</sub> O	3061.584	90.329	276550.223
SiO <sub>2</sub>	0.166	65.356	10.849
CaO	0.332	40.112	13.317
Na <sub>2</sub> O	4.316	106.584	460.015
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	417.574	42.241	17638.632
Total	8872.423		406161.087

Menghitung Enthalpy Feed keluar (H<sub>2</sub>) T= 85°C

Komponen	Massa (kg)	$\int C_{pd}T(\text{kkal/kg.K})$	$\Delta H=m.\int C_{pd}T \text{ (kkal)}$
aliran <6>			
Al(OH) <sub>3</sub>	331.004	19.313	6392.562
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	5057.281	13.432	67928.992
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.166	41.093	6.821
H <sub>2</sub> O	3061.584	59.941	183515.533
SiO <sub>2</sub>	0.166	80.607	13.381
CaO	0.332	44.495	14.772
Na <sub>2</sub> O	4.316	15.876	68.521
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> sisa	417.574	27.819	11616.293
Total	8872.423		269556.876

Menghitung Enthalpy *Cooling Water* masuk (H<sub>3</sub>) T= 30°C

Komponen	Massa (kg)	$\int C_{pd}T(\text{kkal/kg.K})$	$\Delta H=m.\int C_{pd}T \text{ (kkal)}$
aliran <6>			
H <sub>2</sub> O	m	4.822	m x 4.822
Total	m		m x 4.822

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

Menghitung Enthalpy *Cooling Water* keluar ( $H_4$ )  $T = 45^\circ\text{C}$

Komponen	Massa (kg)	$\int \text{CpdT} (\text{kkal/kg.K})$	$\Delta H = m \cdot \int \text{CpdT} (\text{kkal})$
aliran <6>			
H <sub>2</sub> O	m	19.780	m x 19.780
Total	m		m x 19.780

$$Q_{\text{in}} = Q_{\text{out}}$$

$$H_1 + H_3 = H_2 + H_4$$

$$406161.087 + m \times 4.822 = 269556.876 + m \times 19.780$$

$$14.958 \quad m = 136604.210$$

$$m = 9132.498 \quad \text{kg}$$

$$H_3 = m \times \int_{298}^{303} \text{CpdT}$$

$$= 9132.498 \quad \text{kg} \times 4.822 \quad \frac{\text{kkal}}{\text{kg}}$$

$$= 44041.035 \quad \text{kkal}$$

$$H_4 = m \times \int_{298}^{318} \text{CpdT} \quad 318$$

$$= 9132.498 \quad \text{kg} \times 19.780 \quad \frac{\text{kkal}}{\text{kg}}$$

$$= 180645.245 \quad \text{kkal}$$

$Q_{\text{in}} (\text{kkal})$		$Q_{\text{out}} (\text{kkal})$	
H <sub>1</sub>	406161.087	H <sub>2</sub>	269556.876
H <sub>3</sub>	44041.035	H <sub>4</sub>	180645.245
Total	450202.122	Total	450202.122

2) Menghitung LMTD

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences
239	Higher Temp	113	126 $\Delta t_2$
185	Lower Temp	86	99 $\Delta t_1$
54	Differences	27	27 $\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$\text{LMTD} = \frac{T_1 - T_2}{2.3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{t_1 - t_2}{2.3 \log \frac{126}{27}} = 112.08 \quad ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_1$$

$$99$$

$$R = \frac{54}{27} = 2 \quad S = \frac{27}{239 - 86} = 0.1765$$

$$F_T = 0.977 \text{ (Fig.18)}$$

$$Dt = 0.977 \times 112.08 = 109.51 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$T_c$  dan  $t_c$

$T_c$  dan  $t_c$  dapat menggunakan  $T_a$  and  $t_a$  of  $212 \text{ } ^\circ\text{F}$  dan  $99.5 \text{ } ^\circ\text{F}$

Mencoba larutan panas diletakkan pada sisi tube karena memiliki sifat lebih korosif dan memiliki reynold number yang lebih besar

<p>Cold Fluid: shell side, water</p> $a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$ $= \frac{10.02 \times 0.25 \times 3}{144 \times 1}$ $= 0.0522 \text{ ft}^2$ $G_s = \frac{w}{a_s} = \frac{9132.498 \text{ kg}}{0.0522 \times 0.4536}$ $= 385789.186 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2}$ <p>Pada saat, <math>t_a = 99.5 \text{ } ^\circ\text{F}</math></p> $\mu = 0.740 \times 2.42$ $= 1.7908 \frac{\text{lb}}{\text{ft.hr}} \text{ (Fig.14)}$ $D_e = \frac{0.95}{12} = 0.0792 \text{ ft}$ $\text{(Fig.28)}$ $Re_s = \frac{D_e \cdot G_s}{\mu}$ $= \frac{0.0792 \times 385789.186}{1.791}$	<p>Hot Fluid: Tube side, Al. Sulfat (aq)</p> $a'_t = 0.302 \text{ in}^2 \text{ (tab. 10)}$ $a_t = \frac{N_t \cdot a'_t}{144 \cdot n} = \frac{40 \times 0.302}{144 \times 4}$ $= 0.021 \text{ ft}^2$ $G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{8872.423 \text{ kg}}{0.0210 \times 0.4536}$ $= 932662.956 \frac{\text{lb}}{\text{hr.ft}^2}$ <p>Pada saat <math>T_a = 212^\circ\text{F}</math></p> $\mu = 0.545 \frac{\text{lb}}{\text{ft.hr}}$ <p>(Software Aspen Plus)</p> $D = \frac{0.62}{12} = 0.0517 \text{ ft}$ $\text{(Tab. 10)}$ $Re_t = \frac{D \cdot G_t}{\mu}$
--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------

$= 17054.749$ $j_H = 72 \quad (\text{Fig.28})$ <p>Pada saat, <math>t_a = 99.5 \text{ } ^\circ\text{F}</math></p> $c = 1.1 \quad \frac{\text{Btu/lb.}^\circ\text{F}}{(\text{Fig.2})}$ $k = 0.362 \quad \frac{\text{Btu.ft}}{\text{hr.ft}^2.^\circ\text{F}}$ <p>(Tab.4)</p> $(c.\mu/k)^{1/3} = \left(\frac{1.1.1.791}{0.362}\right)^{1/3}$ $= 1.759$ $h_o = \frac{j_H.k.(c.\mu/k)^{1/3}}{D_e} \times \phi_s$ $\frac{h_o}{\phi_s} = \frac{72 \cdot 0.362 \cdot 1.759}{0.0792}$ $\frac{h_o}{\phi_s} = 579.352 \quad \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.^\circ\text{F}}$ <p><i>Tube wall temperature</i></p> $t_w = t_a + \frac{h_o/\phi_s \cdot (T_a - t_a)}{h_{io}/\phi_t + h_o/\phi_s}$ $= \frac{99.5 + 340.703 \cdot (212 - 99.5)}{340.703 + 579.352}$ $= 170.340 \text{ } ^\circ\text{F}$ <p>Pada <math>t_w = 170.340 \text{ } ^\circ\text{F}</math></p> $\mu = 0.8954 \quad \frac{\text{lb}}{\text{ft.hr}}$ $\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$ $= \left(\frac{1.791}{0.8954}\right)^{0.14}$	$= \frac{0.0517 \times 932662.956}{0.545}$ $= 88420.672$ <p>From Fig.24 (tube side data)</p> $j_H = 225 \quad (L/D = 309.68)$ <p>Pada saat <math>T_a = 212^\circ\text{F}</math></p> $c = 0.5266 \quad \frac{\text{Btu}}{\text{lb.}^\circ\text{F}}$ <p>(Software Aspen Plus)</p> $k = 0.041 \quad \frac{\text{Btu.ft}}{\text{hr.ft}^2.^\circ\text{F}}$ <p>(Software Aspen Plus)</p> $(c.\mu/k)^{1/3} = \left(\frac{0.527 \cdot 0.545}{0.041}\right)^{1/3}$ $= 1.915$ $h_{io} = \frac{j_H.k.(c.\mu/k)^{1/3}}{D} \times \phi_t$ $\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{225 \times 0.041 \times 1.915}{0.0517}$ $\frac{h_{io}}{\phi_t} = 340.703 \quad \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2.^\circ\text{F}}$ <p>Pada <math>t_w = 170.340 \text{ } ^\circ\text{F}</math></p> $\mu = 0.677 \quad \frac{\text{lb}}{\text{ft.hr}}$ $\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$ $= \left(\frac{0.545}{0.677}\right)^{0.14}$
----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$= 1.102$ <p>Corrected coefficient,</p> $h_o = \frac{h_o \cdot \phi_s}{\phi_s}$ $= 579.352 \quad \times \quad 1.102$ $= 638.391 \quad \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$	$= 0.970$ <p>Corrected coefficient,</p> $h_{io} = \frac{h_{io} \cdot \phi_t}{\phi_t}$ $= 340.703 \quad \times \quad 0.970$ $= 330.500 \quad \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$
-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------

*Clean overall coefficient Uc:*

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{330.500 \times 638.391}{330.500 + 638.391} \\
 &= 217.763 \quad \frac{\text{Btu}}{\text{hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}
 \end{aligned}$$

*Design overall coefficient Ud:*

$$a'' = 0.1963 \quad \frac{\text{ft}^2}{\text{lin.ft}} \quad (\text{Table. 10})$$

$$\text{Total surface, } A = 40 \times 16'0'' \times 0.1963 = 125.632 \quad \text{ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{A \cdot \Delta t} = \frac{450202.122}{13757.435} \times \frac{1}{0.252} = 129.858243$$

*Dirt Factor Rd:*

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = \frac{217.76 - 129.9}{217.76 \times 129.9} = 0.00311$$

### *Summary*

330.500	h outside	638.391
Uc	217.763	
Ud	129.858	
Rd Calculated 0.00346		
Rd Required 0.003		



**Pressure Drop**

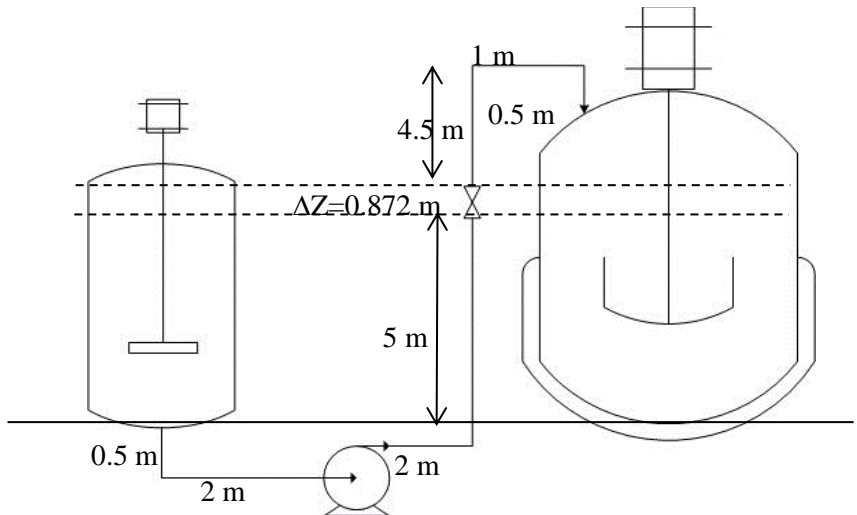
Shell Side	Tube Side
Untuk $Re_s = 17054.74867$	Untuk $Re_t = 88420.672$
$f = 0.0019 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (Fig.29)	$f = 0.00015$ (Fig.26)
	$sg = 1.3488$ (Software Aspen)
No. of crosses, $N+1 = 12.L/B$	$DP_t = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L_n}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_s \cdot \phi_s} =$
$= \frac{12 \times 16}{3}$	$= \frac{0.00015 \cdot 88420.672^2 \cdot 16.2}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot 0.052 \cdot 1.01 \cdot 0.986}$
$= 38$	$= 0.0611 \text{ psi}$
$D_s = \frac{10.02}{12} = 0.835 \text{ ft}$	$G_t = 932662.956, V^2 = 0.12$
$DP_t = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot D_s \cdot (N+1)}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot s \cdot \phi_s}$	(Fig.27) $2g'$
$= \frac{0.0019 \cdot 385789.186^2 \cdot 0.835 \cdot 38}{5.22 \cdot 10^{10} \times 0.0792 \times 1 \times 1.102}$	$DP_t = \frac{4n_x V^2}{s \cdot 2g'}$
$= 1.729 \text{ psi}$	$= \frac{4 \times 2 \times 0.12}{1.349}$
Allowable $DP_s = 10 \text{ psi}$	$= 0.712 \text{ psi}$
	$DP_T = DP_t + DP_r$
	$= 0.0611 + 0.712$
	$= 0.773 \text{ psi}$
	Allowable $DP_T = 10 \text{ psi}$

**2. Pompa Centrifugal (L-116)**

Fungsi : Untuk mempompa larutan  $H_2SO_4$  dari *mixer* ke reaktor

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 buah



Tinggi Reaktor	=	27.720 ft	=	8.449 m
Tinggi Tangki Pengencer	=	18.313 ft	=	5.582 m
Tinggi liquid dalam reaktor	=	13.161 ft	=	4.011 m
Tinggi liquid Tangki Pengencer	=	10.3 ft	=	3.139 m
Outside Diameter Reaktor	=	114 in	=	2.896 m
Outside Diameter Tangki Pengencer	=	78 in	=	1.981 m

Berdasarkan data diatas diperoleh perbedaan ketinggian liquid dalam tangki atau  $\Delta Z = 4.0114 - 3.139 = 0.872 \text{ m}$

Ukuran Pipa lurus > dari jari-jari tangki dan tinggi tangki

Kondisi Operasi :

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 101.325 \text{ kPa}$$

$$P_2 = 5 \text{ bar} = 500 \text{ kPa}$$

$$T = 33.45 \text{ }^{\circ}\text{C} = 306.450 \text{ K}$$

### 1. Viskositas dan densitas larutan $\text{H}_2\text{SO}_4$ pada suhu $33.45^{\circ}\text{C}$

Menghitung Viskositas *Feed* campuran  $\text{H}_2\text{SO}_4$  98% dan  $\text{H}_2\text{O}$  pada suhu  $33.45$  berdasarkan *Software Aspen Plus* dengan menginput data:

Komponen	Massa (kg)	mol	% mol
$\text{H}_2\text{SO}_4$	2495.261	25.462	26.283
$\text{H}_2\text{O}$	1285.437	71.413	73.717

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

Total	3780.698	96.875	100.00
-------	----------	--------	--------

$$\mu_{\text{campuran}} \text{ didapat dari software aspen plus yaitu sebesar } = 4.26964 \frac{\text{lb}}{\text{ft.hr}}$$

$$= 0.001764976 \text{ kg/m.s}$$

$$\rho = 76.1632 \text{ lb/ft}^3 = 1220.020 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Rate massa (m)} &= 3780.698 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\ &= 1.050 \frac{\text{kg}}{\text{s}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetrik (Q)} &= \frac{3780.698 \text{ kg/hr}}{76.1632 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{1 \text{ lb}}{0.453 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ s}} \\ &= 0.030 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \end{aligned}$$

### 2. Menghitung diameter optimum pipa :

Untuk menentukan diameter optimum dalam sistem pemompaan ini digunakan persamaan: (Asumsi aliran Turbulen ( $Re > 2100$ ))

$$\begin{aligned} Di, \text{opt} &= 3.9 \times Q^{0.45} \times r^{0.13} \quad (\text{Peter \& Timmerhaus, Eq.15, P.496}) \\ &= 3.9 \times (0.030)^{0.45} \times (76.163)^{0.13} \\ &= 1.422 \text{ in} \end{aligned}$$

ditetapkan pipa yang digunakan adalah

material pipe : Commercial Steel

e (roughness) :  $4.6 \cdot 10^{-5} \text{ m}$  (Fig.2.10-3, Geankoplis)

ID : 1.278 in : 0.032 m

: 0.107 ft

OD : 1.66 in : 0.042 m

Schedule Number : 80

Nominal Pipe Size :  $1 \frac{1}{4}$  in

Inside Cross-Sectional Area, A :  $0.00891 \text{ ft}^2$

$$A : \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{3.14 \cdot (0.107)^2}{4} = 0.00890457 \text{ ft}^2$$

(Geankoplis, C.J, " Transport Process and Units Operation " 3rd Ed, App. 5-1, p.892)

### 3. Menghitung Reynold Number

Kecepatan linier larutan

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0.030 \text{ ft}^3/\text{s}}{0.00891 \text{ ft}^2} = 3.4118 \frac{\text{ft}}{\text{s}} = 1.040 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$\begin{aligned} \text{NRe} &= \frac{(\rho \cdot D \cdot v)}{\mu} \\ &= \left( 1220.0202 \text{ kg/m}^3 \times 0.032 \text{ m} \times 1.040 \text{ m/s} \right) \\ &\quad \frac{0.001764976 \text{ kg/m.s}}{0.001764976 \text{ kg/m.s}} \\ &= 23334.419 \quad (\text{sesuai, aliran turbulen}) \end{aligned}$$

### 4. Perhitungan Friction Loss

**Contraction loss at tank exit**

$$\begin{aligned} K_c &= 0.55 \cdot \left( 1 - A_2/A_1 \right) \quad (\text{Eq. 2.10-6, Geankoplis}) \\ &= 0.55 \cdot \left( 1 - 0 \right) \\ &= 0.55 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_c &= K_c \cdot (v^2/2a) \\ &= 0.55 \times \left( \frac{1.040}{2 \times 1} \right)^2 \\ &= 0.297 \text{ J/kg} \end{aligned}$$

**Friction in the straight pipe**

Perhitungan total panjang pipa lurus yang digunakan :

$$\begin{aligned} \text{Tangki ke elbow 1} &= 0.5 \\ \text{Elbow 1 ke pompa} &= 2 \\ \text{Pompa ke elbow 2} &= 1 \\ \text{Elbow 2 ke elbow 3} &= 9.5 \\ \text{Elbow 3 ke elbow 4} &= 2 \\ \text{Elbow 4 ke reaktor} &= 0.5 \\ \text{Total } (\Delta L) &= 15.5 \end{aligned}$$

dengan  $e/D = 0.000046/0.032 = 0.0014171$  dan  $N_{re} = 23334.419$  dari fig. 2.10-3 dapat diketahui nilai  $f = 0.0068$   
 Friksi total pada pipa lurus adalah:

$$\begin{aligned} F_f &= 4f \cdot \frac{\Delta L}{D} \cdot \frac{v^2}{2} \quad (\text{Eq.2.10-6, Geankoplis}) \\ &= 4 \times 0.0068 \times \frac{15.5}{0.032} \times \frac{(1.040)^2}{2} \\ &= 7.023 \quad \text{J/kg} \end{aligned}$$

## Friction in the four elbows

Digunakan elbow standar  $90^\circ$

Dari tabel 2.10-1 Geankoplis, didapatkan harga  $K_f$  elbow  $90^\circ = 0.75$   
 (Eq.2.10-7, Geankoplis)

$$\begin{aligned} h_f &= 4 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 4 \times 0.75 \times \frac{(1.040)^2}{2} \\ &= 1.622 \quad \text{J/kg} \end{aligned}$$

## Friction in the valve

Digunakan 1 buah valve jenis globe valve

Dari tabel 2.10-1 Geankoplis, didapatkan harga  $K_f$  globe valve = 6  
 (Eq.2.10-7, Geankoplis)

$$\begin{aligned} h_f &= 1 \cdot K_f \cdot \frac{v^2}{2} = 1 \times 6 \times \frac{(1.040)^2}{2} \\ &= 3.244 \quad \text{J/kg} \end{aligned}$$

## Expansion loss at the tank entrance

(Eq.2.10-15, Geankoplis)

$$K_{ex} = (1 - A_2/A_1)^2 = (1 - 0)^2 = 1$$

Diasumsikan  $A_2 > A_1$ , maka  $A_2/A_1 = 0$

$$\begin{aligned} h_{ex} &= K_{ex} \cdot \frac{v^2}{2} = 1 \times \frac{(1.040)^2}{2} \\ &= 0.541 \quad \text{J/kg} \end{aligned}$$

**Total Frictional loss,  $\sum F$  :**

$$\sum F = 0.297 + 7.023 + 1.622 + 3.244 + 0.541$$

$$= 12.727 \quad \text{J/kg}$$

### 5. Menghitung daya pompa

Menggunakan persamaan kesetimbangan energi mekanis:

$$(1/2a).(v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + (g.(z_2 - z_1)) + ((p_2 - p_1)/\rho) + \sum F + W_s = 0$$

$$- W_s = (1/2a).(v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + (g.(z_2 - z_1)) + ((p_2 - p_1)/\rho) + \sum F$$

(Geankoplis, C.J, "Transport Process and Units Operations" 3rd Ed, Eq.2.7-28, p.64)

Dimana:

$$v_1 = 0 \quad \text{m/s}$$

$$v_2 = 1.040 \quad \text{m/s}$$

$$a = 1 \quad (\text{aliran turbulen})$$

$$(1/2a).(v_{2av}^2 - v_{1av}^2) = 0.541 \quad \text{m}^2/\text{s}^2 = 0.541 \quad \text{J/kg}$$

Asumsi

$$P_1 = 101.325 \quad \text{kPa} = 101325 \quad \text{N/m}^2$$

$$P_2 = 500 \quad \text{kPa} = 500000 \quad \text{N/m}^2$$

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho} = \frac{500000 - 101325}{1220.020} \quad \frac{\text{N/m}^2}{\text{kg/m}^3}$$

$$= 326.777 \quad \text{N.m/kg} = 326.777 \quad \text{J/kg}$$

$$\Delta Z = 0.872 \quad \text{m}$$

$$g = 9.806 \quad \text{m/s}^2$$

$$g \cdot \Delta Z = 9.806 \times 0.872 = 8.5509 \quad \text{m}^2/\text{s}^2 = 8.5509 \quad \text{J/kg}$$

$$- W_s = 0.541 + 326.777 + 8.5509 + 12.727 \quad \frac{\text{J}}{\text{kg}}$$

$$W_s = - 348.596 \quad \frac{\text{J}}{\text{kg}}$$

$$\begin{aligned} \text{dengan } Q &= 0.030 \quad \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} \times \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ minute}} \times \frac{7.481 \text{ US gal}}{1 \text{ ft}^3} \\ &= 13.645 \quad \text{gal/min} \end{aligned}$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

Berdasarkan fig. 3.3-2 Geankoplis didapatkan  $\eta = 40 \%$

$$\begin{aligned} \text{brake hp} &= - \frac{W_s.m}{\eta \cdot 1000} = \frac{348.596}{0.4} \times \frac{1.050}{1000} \\ &= 0.915 \text{ kJ/s} \\ &= 0.915 \text{ kW} \\ &= 1.227 \text{ hp} \end{aligned}$$

(Geankoplis, C.J, "Transport Process and Units Operations" 3rd Ed, Eq.3.3-2, p.145)

Berdasarkan Peter & Timmerhaus fig.14-38 didapatkan efisiensi motor = 81 % (efisiensi electric)

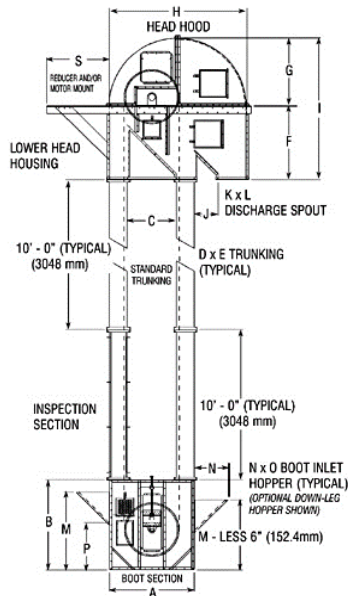
$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= \frac{\text{Brake kW}}{\eta_e} = \frac{0.915}{0.81} = 1.130 \text{ kW} \\ &= 1.515 \text{ hp} \end{aligned}$$

(Geankoplis, C.J, "Transport Process and Units Operations" 3rd Ed, Eq.3.3-5, p.145)

### Spesifikasi Alat

- Nama Alat : Pompa larutan  $\text{H}_2\text{SO}_4$
- Fungsi : Memompa  $\text{H}_2\text{SO}_{4(aq)}$  dari tangki ke reaktor
- Tipe : Centrifugal Pump
- Power Pompa : 1.515 hp
- Rate Vol. : 13.645 gal/menit
- Jumlah : 1 buah
- Bahan kontruksi : - Perpipaan = Commercial wrought steel pipe  
- Impeller = Galvanized Iron

### 3. Bucket Elevator (J-113)

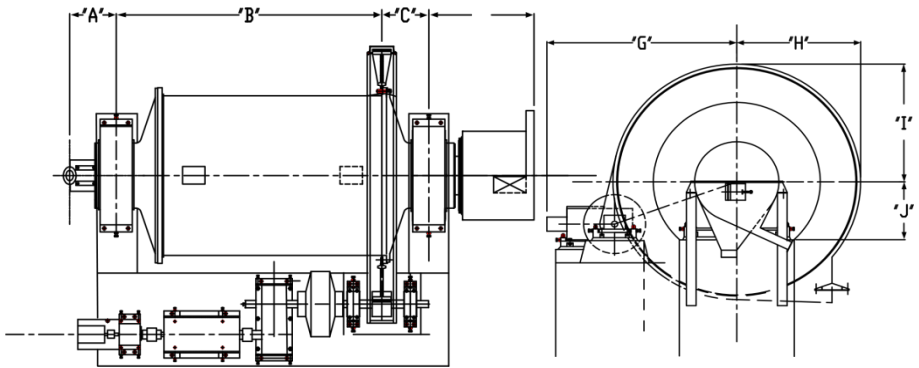


Fungsi : Mengangkut aluminium hidroksida ( $\text{Al}(\text{OH})_3$ )  
 jenis : continous-bucket elevator  
 bahan : carbon steel  
 jumlah : 1 buah  
 laju bahan diangkut : 2490.771 kg/jam  
 faktor kelonggaran : 10 % (tabel 28-8, perry 1999)  
 kapasitas : 2.491 ton/jam  
 untuk bucket elevator kapasitas 14 ton/jam

Spesifikasi: (tabel 21-8, perry 1999)  
 tinggi elevator = 25 ft  
 ukuran bucket = 6x4x4 1/2 mm  
 cermei antar bucket = 12 mm  
 kecepatan bucket = 68.6 m/menit  
 kecepatan putar = 43 rad/menit  
 lebar belt = 7 inch



#### 4. Ball Mill (C-520)



Fungsi : Menghaluskan kristal aluminium sulfat hingga berukuran 12 mesh

Tipe : Marcy Ball Mill

Bahan : Carbon Steel SA-283 C

Asumsi : Kapasitas ball mill 10% lebih besar

Laju Alir Massa Masuk = 5941.741 kg/hr

= 142.602 ton/day

Kapasitas = 110 % x 142.602 ton/day

= 156.862 ton/day

Dipilih ball mill dengan spesifikasi: (Table 20-16, Perry Edisi 7)

Kapasitas = 180 ton

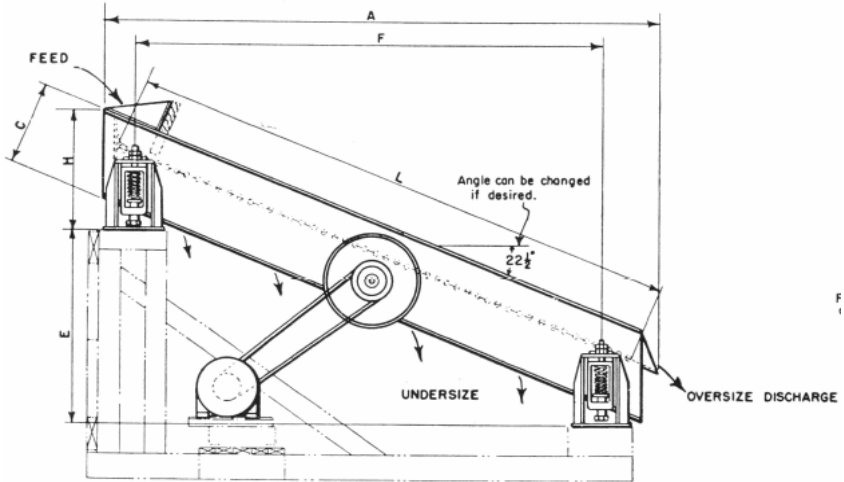
Ukuran = 5 x 4 ft

Berat = 5.25 ton

Power = 44 hp

Kecepatan = 27 rpm

## 5. Screen (S-530)



Fungsi : Memisahkan kristal aluminium sulfat

Operasi : perjam

Dasar Perancangan

Kapasitas : 5941.741 kg/jam = 13099.162 lb/jam

Jenis : high speed vibrating screen

ukuran partikel 1.5 mm

Dari tabel 19-6, Perry 7th edition, diperoleh:

dipilih ukuran : 1.68 mm

Diameter wire (d) = 0.81 mm = 0.003 in

Sieve opening (a) = 1.68 mm = 0.007 in

Perkiraan kapasitas screen

$$A = \frac{0.4 \times Ct}{Cu \times FOA \times FS}$$

Ct = Rate bahan yang masuk (lb/jam)

Cu = Kapasitas unit 0.4 ton/jam ft<sup>2</sup> (fig. 19-21, Perry 7th edition)

FOA = Luas bukaan (%) (fig. 19-22, Perry 7th edition)

Fs = Luas faktor slot = 1 (tabel 19-7, Perry 7th edition)

dari persamaan 21-5 fig 19-22 Perry's 7ed:

$$FOA = \frac{100 \times a^2}{a+d}$$

dimana: a = Diameter bukaan

d = diameter weir

sehingga

$$FOA = \frac{100 \times 1.68^2}{1.68 + 0.81}$$

$$= 113.35$$

$$A = 115.56 \text{ ft}^2$$

Disiapkan screen dengan tambahan luas sebesar 50%

$$\text{Luas total} = A \times 1.5$$

$$= 173.35 \text{ ft}^2$$

## 6. Reaktor (R-210)

Fungsi : Untuk mereaksikan  $\text{Al}(\text{OH})_3$  dengan  $\text{H}_2\text{SO}_4$  membentuk  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

Type : Silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

Dasar perencanaan

Kapasitas reaktor : 13692.858 kg/jam

Viskositas campuran : 0.225 lb/ft.hr

Densitas campuran : 85.687 lb/ft3

Kondisi operasi (P) : 5 bar = 72.519 psi

Life Time : 120 menit : 2 jam

Reaksi:



m 21.218 29.723

r 16.975 25.462 8.487 50.924

s 4.244 4.261 8.487 50.924

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

Dengan menginputkan data Massa, Temperatur dan Tekanan pada software aspen plus didapatkan viskositas dan densitas campuran

Komponen	Massa (kg)	mol
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	417.574	4.261
H <sub>2</sub> O	7882.019	437.890
Al(OH) <sub>3</sub>	331.004	4.244
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	5057.281	14.787
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.166	0.001
SiO <sub>2</sub>	0.166	0.0028
CaO	0.332	0.0059
Na <sub>2</sub> O	4.316	0.0696
Total	13692.858	

T : 170 °C

$$\mu_{\text{campuran}} = 0.224608 \quad \text{lb/ft.hr} = 0.0001 \quad \text{kg/m.s}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 85.687 \quad \text{lb/ft}^3 = 1372.577 \quad \text{kg/m}^3$$

$$\text{Volume liquid} = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{13692.858 \quad \text{kg/jam}}{1372.577 \quad \text{kg/m}^3}$$

$$= 9.976 \quad \text{m}^3/\text{jam} = 166.27 \quad \text{ltr/min}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 2 \text{ jam}$$

Menghitung Kecepatan Reaksi

Reaktor yang digunakan adalah reaktor batch berpengaduk

Reaksi



Asumsi reaksi non elementer, maka persamaan kecepatan reaksi:

$$-r_A = k \cdot C_A^n \cdot C_B^m$$

Dimana :

k = konstanta laju reaksi      n : orde reaksi zat A

C<sub>A</sub> = konsentrasi zat A (mol/ltr)      m : orde reaksi zat B

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$C_B$  = konsentrasi zat B (mol/l)

Untuk menghitung volume reaktor diperlukan nilai  $k$  dan orde reaksi berdasarkan teori kecepatan reaksi dapat dicari dengan metode diferensial sebagai berikut :

$$(-r_A) = k \times C_A \times C_B, \text{ dengan } C_B > C_A \text{ dan } k \times C_B = k'$$

maka,  $(-r_A) = k' \times C_A$

Jika harga  $-r_A = -dC_A/dt$  maka persamaan menjadi:

$$-r_A = -\frac{dC_A}{dt} = k.C_A^n \quad (\text{Levenspiel, p.41})$$

$$-\frac{\Delta C_A}{\Delta t} = k.C_{A \text{ rata2}}^n \quad \text{dikali ln}$$

$$-\ln \frac{\Delta C_A}{\Delta t} = \ln (k.C_{A \text{ rata2}}^n)$$

$$-\ln \frac{\Delta C_A}{\Delta t} = \ln k + n \ln C_{A \text{ rata2}}$$

Jika diplotkan pada grafik maka :

$$-\ln \frac{\Delta C_A}{\Delta t} \text{ sebagai } y$$

$\ln k$  sebagai konstanta

$n$  sebagai orde reaksi

$\ln C_{A \text{ rata2}}$  sebagai  $x$

Sehingga untuk mencari nilai orde diperlukan nilai  $C_A$

Berdasarkan literatur jurnal, Production of aluminum sulphate from indigeous bauxite without precalcination of the ore by Khan 1995) diketahui hasil praktikum pembuatan aluminum sulfat selama 0.5-6.5 jam

reaction time	Persentase $Al_2O_3$ terextrac			
	52.5wt% $H_2SO_4$	57.0wt% $H_2SO_4$	60.0 wt% $H_2SO_4$	65 wt% $H_2SO_4$
0.5	36.4	46.9	61.4	63.7
1	54.6	59.9	69.1	75.2
1.5	62.6	73.2	76.8	78.6

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

2	66.1	78.2	82.8	81.8
2.5	70	82	87.7	83.2
3.5	75.9	86.7	92.3	85.0
4.5	80	88.3	94.5	87.2
5.5	84.2	88.8	95.5	88.3
6.5	88.2	88.9	96.0	89.7

Berdasarkan data diatas yang digunakan untuk menentukan orde reaksi adalah data konversi  $\text{H}_2\text{SO}_4$  65%, dimana

Diket :

$$\text{mol} = 21.218 \text{ kmol/jam} = 353.637 \text{ mol/menit}$$

$$V_{\text{cam}} = 166.267 \text{ ltr/menit}$$

$$C_{A0} = \frac{353.637}{166.267} = 2.127 \text{ mol/ltr}$$

$$\text{mol} = 29.723 \text{ kmol/jam} = 495.380 \text{ mol/menit}$$

$$V_{\text{cam}} = 166.267 \text{ ltr/menit}$$

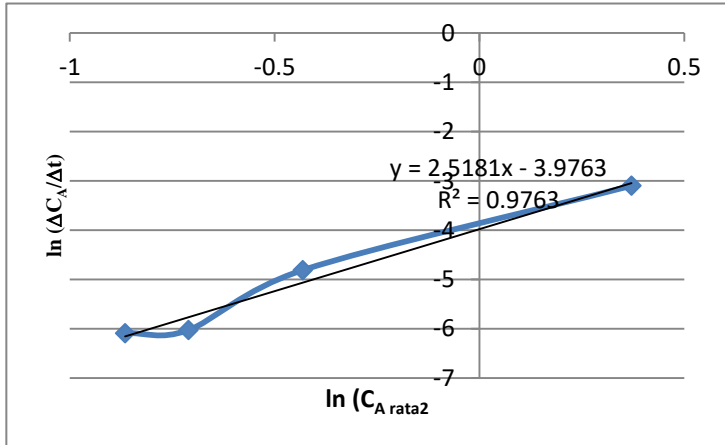
$$C_{B0} = \frac{495.380}{166.267} = 2.979 \text{ kmol/ltr}$$

Menit	$X_A$	$CA = (C_{A0} * (1 - X_A))$	CA
0	0	$0.128 * (1 - 0)$	2.127
30	0.637	$0.128 * (1 - 0.637)$	0.772
60	0.752	$0.128 * (1 - 0.752)$	0.527
90	0.786	$0.128 * (1 - 0.786)$	0.455
120	0.818	$0.128 * (1 - 0.818)$	0.387

Setelah didapatkan CA, maka untuk mengetahui orde reaksi digunakan metode diferensial

Menit sbg (x)	CA		y		x
		$\Delta C_A$	$\ln(-\frac{\Delta C_A}{\Delta t})$	$C_A \text{ rata2}$	$\ln C_A \text{ rata2}$
0	2.127	-1.355	-3.097508	1.44949643	0.37121621
30	0.772	-0.245	-4.809345	0.64977426	-0.43113026
60	0.527	-0.072	-6.027917	0.49131867	-0.71066233
90	0.455	-0.068	-6.088542	0.42113029	-0.86481301
120	0.387				

Jika diplotkan pada grafik,



didapatkan orde reaksi senyawa A (n)= 2.5181

$\ln k = -3.9783$

$k = 0.0187$

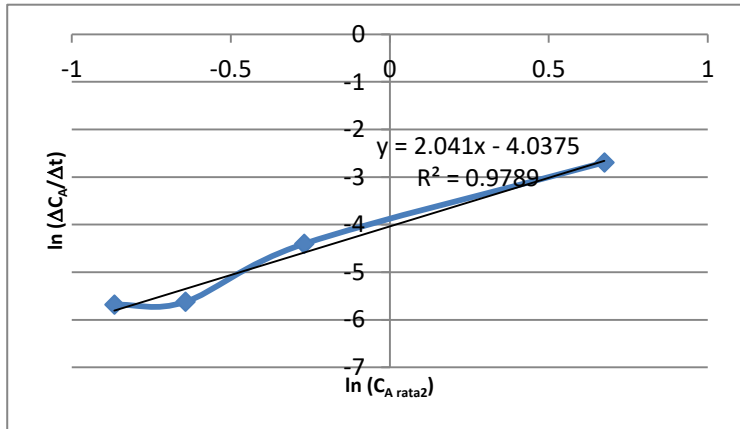
sedangka untuk mencari m sebagai orde reaksi senyawa B digunakan metode differensial



$$\begin{array}{l} m \quad C_{A0} \quad C_{B0} \\ r \quad C_{A0} \cdot X_A \quad 3/2 \cdot C_{A0} \cdot X_A \\ s \quad C_{A0} - C_{A0} \cdot X_A \quad C_{B0} - (3/2 \cdot C_{A0} \cdot X_A) \\ C_B = (C_{B0} - (3/2 \cdot C_{A0} \cdot X_A)) \\ C_{B0} = 2.979 \quad \text{kmol/ltr} \end{array}$$

Menit	CB		y		x
sbg (x)		DC <sub>B</sub>	$\ln(-\frac{\Delta C_B}{\Delta t})$	C <sub>B</sub> rata2	$\ln C_{B \text{ rata2}}$
0	2.979	-2.032	-2.692043	1.96328885	0.67462105
30	0.947	-0.367	-4.40388	0.76370559	-0.26957292
60	0.580	-0.108	-5.622452	0.52602221	-0.64241185
90	0.472	-0.102	-5.683076	0.42073963	-0.86574109
120	0.370				

Jika diplot pada grafik



didapatkan orde reaksi senyawa B (m)= 2.041  
sehingga persamaan kecepatan reaksinya menjadi

$$\begin{aligned}
 -r_A &= k \cdot C_A^n \cdot C_B^m \\
 -r_A &= k \cdot C_A^n \cdot C_B^m \\
 &= 0.0187 \cdot C_A^{2.5181} \cdot C_B^{2.041}
 \end{aligned}$$

Ketika  $t = 2$  jam,  $X_A = 80\%$

$$\begin{aligned}
 -r_A &= 0.0187 \cdot C_A^{2.5181} \cdot C_B^{2.041} \\
 C_A &= C_{A0} - C_{A0} \cdot X_A = 2.127 - 2.127 \times 80\% \\
 C_A &= 0.4254 \text{ mol/ltr} \\
 C_B &= C_{B0} - (3/2) \cdot C_{A0} \cdot X_A = 2.979 - 1.5 \times 1.702 \\
 C_B &= 0.4271 \text{ mol/ltr} \\
 -r_A &= k C_B^m \cdot C_A^n \\
 -r_A &= 0.0187 \cdot C_A^{2.5181} \times 0.4271^{2.041} \\
 &= 0.0080 \text{ } C_A^{2.5181} \text{ mol/liter min} \\
 &= 0.480 \text{ } C_A^{2.5182} \text{ mol/liter jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung volume reaktor jika V tetap,



$$\begin{aligned}
 N_{A0} &= \frac{\text{Massa Al(OH)}_3}{\text{BM Al(OH)}_3} \\
 &= \frac{1655.020}{78} \text{ kg/jam} \\
 &= 21.218 \text{ kmol/jam} \\
 &= 21218.204 \text{ mol/jam} \\
 &= 353.637 \text{ mol/min} \\
 C_{A0} &= \frac{N_{A0}}{V_{\text{campuran}}} \\
 &= \frac{353.637 \text{ mol/min}}{166.267 \text{ ltr/min}} = 2.127 \frac{\text{mol}}{\text{ltr}}
 \end{aligned}$$

$$V = \frac{N_{A0}}{t} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{-r_A}$$

$$V = \frac{N_{A0}}{t} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{k C_{A0}^{2.5181} (1 - X_A)^{2.5181}}$$

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{N_{A0}}{t.k.CA0^{2.5181}} \int_0^{X_A} \frac{dXA}{(1 - XA)^{2.5181}} \\
 &= \frac{N_{A0}}{t.k.CA0^{2.5181}} \frac{0.658718 - 0.658718X}{(1 - XA)^{2.5181}} \Big|_0^{0.8} \\
 &= \frac{21218.204}{2 \cdot 0.480 \cdot 6.69} \times (7.3647 - 0.658718) \\
 &= 22175.943 \text{ ltr} \\
 &= 22175.943 \text{ ltr} \\
 &= 22.176 \text{ m}^3 \\
 &= 783.099 \text{ ft}^3
 \end{aligned}$$

### Desain Tangki

#### 1. Bentuk dan Perlengkapan Tangki

Direncanakan bentuk tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berupa standar dished head. Tangki juga dilengkapi dengan jacket pendingin untuk menjaga suhu operasi yang diinginkan

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

dan pengaduk untuk menghomogenkan larutan. Perbandingan tinggi terhadap diameter  $H/D = 2$  (Ulrich, hal 249)

Volume liquid menempati tangki = 80% dari volume total tangki, maka

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{100}{80} \times 22.176 = 27.720 \text{ m}^3 \\ &= 978.874 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tangki} = (\pi/4 D^2 H_s) + (2 \times 0.000049 D^3) + (2 \pi/4 D^2 S_f) \quad (\text{Brownell \& Young, Eq 5.11})$$

Dimana,  $S_f$  = tinggi flange, ft (dipilih 2 in 0.167 ft)

$$\begin{aligned} 978.874 &= \left( \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 1.5 D \right) + (2 \times 0.000049 \times D^3) + \\ &\quad \left( 2 \times \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 0.167 \right) \end{aligned}$$

$$978.874 = 1.178 D^3 + 0.262 D^2$$

Dengan menggunakan trial diperoleh nilai D

$$\begin{aligned} ID_s &= 9.327 \text{ ft} \\ &= 2.843 \text{ m} \\ &= 111.931 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_s &= 2 \times 2.843 = 5.686 \text{ m} \\ &= 18.655 \text{ ft} \\ &= 24 \text{ ft} \end{aligned}$$

(dipilih 3 course @ 8 ft)

### Menentukan tinggi liquid dalam tangki

$$\begin{aligned} \text{Volume shell} &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \\ &= \frac{\pi}{4} \times 87.001 \times 24 \\ &= 1639.108 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$\begin{aligned}
 \text{Volume dh} &= 0.000049 \times D^3 \\
 &= 0.000049 \times 811.503 \\
 &= 0.040 \text{ ft}^3 \\
 \text{Volume Sf} &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 0.167 \\
 &= 11.383 \text{ ft}^3 \\
 \text{V tangki baru} &= V_{\text{shell}} + 2V_{\text{dh}} + 2V_{\text{sf}} \\
 &= 1661.953 \text{ ft}^3 \\
 \text{V ruang kosong} &= V_{\text{tangki baru}} - V_{\text{liquid}} \\
 &= 1661.953 - 783.099 \\
 &= 878.854 \text{ ft}^3 \\
 \text{V shell kosong} &= V_{\text{ruang kosong}} - (V_{\text{dh}} + V_{\text{sf}}) \\
 &= 878.854 - 11.422 \\
 &= 867.431 \\
 \text{Hshell kosong} &= \frac{4 \times V_{\text{shell kosong}}}{\pi \times D^2} \\
 &= \frac{4 \times 867.431}{3.14 \times 87.001} \\
 &= 12.701 \text{ ft}^3 \\
 \text{Hliquid} &= H_{\text{shell}} + H_{\text{h}} - H_{\text{shell kosong}} \\
 &= 25.862 - 12.701 \\
 &= 13.161 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tekanan Desain

Ketebalan shell akan berbeda dari dasar tangki sampai puncak. Hal ini karena tekanan zat cair akan semakin tinggi dengan bertambahnya jarak titik dari permukaan zat cair tersebut ke dasar tangki. Sehingga tekanan paling besar adalah tekanan paling bawah. Tekanan desain dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
 P_{\text{op}} &= \rho \cdot (g/gc) \cdot H + 72.519 \\
 &= \frac{85.687 \times H}{144} + 72.519
 \end{aligned}$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$\begin{aligned}
 &= 0.595 \quad H + 72.519 \\
 P_{des} &= 1.2 \times P_{op} \\
 &= 1.2 \times (0.595 \quad H + 72.519) \\
 &= 0.714 \quad H + 87.023
 \end{aligned}$$

Untuk pengelasan, digunakan double-welded butt joint

$$E = 80 \% \quad (\text{Brownell \& Young, hal. 25})$$

$$c = 0.125$$

$$f = 18750 \quad \text{psi}$$

Menghitung tebal dan panjang shell course,

Tebal shell course dapat dihitung dengan menggunakan persamaan

Berdasarkan circumferential stress,

$$t = \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + C$$

$$t = \text{Tebal shell} \quad \text{in}$$

$$p = \text{Tekanan desaim} \quad \text{psi}$$

$$d = \text{diameter dalam} \quad \text{in}$$

$$E = \text{Efisiensi pengelasan}$$

$$f = \text{Tegangan yang diperbolehkan psi}$$

$$C = \text{Faktor Korosi} \quad \text{in}$$

$$d = 12 \times D$$

$$= 12 \times (9.327 \quad \text{ft}) = 112 \quad \text{in}$$

$$t = \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + C$$

$$= \frac{0.714 \quad H + 87.023 \times 112}{2 \times 18750 \times 0.8} + 0.125$$

$$= \frac{79.924193 \quad H + 9740.435}{30000} + 0.125$$

Course 1, H=24

$$t_1 = \frac{79.924 \quad H + 9740.435}{30000} + 0.125$$

$$= \frac{79.924 \quad 24 + 9740.435}{30000} + 0.125$$

$$= 0.514 \quad \text{in}$$

Untuk course 1, dipilih plate dengan ketebalan = 5/8 in  
Course 2, H=16

$$\begin{aligned} t_2 &= \frac{79.924 \quad H + 9740.435}{30000.000} + 0.125 \\ &= \frac{79.924 \quad 16 + 9740.435}{30000} + 0.125 \\ &= 0.492 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Untuk course 2, dipilih plate dengan ketebalan = 1/2 in  
Course 2, H=8

$$\begin{aligned} t_3 &= \frac{79.924 \quad H + 9740.435}{30000} + 0.125 \\ &= \frac{79.924 \quad 8 + 9740.435}{30000} + 0.125 \\ &= 0.471 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Untuk course 3, dipilih plate dengan ketebalan = 1/2 in  
= 0.5 in

## **Menentukan desain head**

### \* **Menentukan tebal head tangki bagian atas**

tebal head atas yaitu:

$$\begin{aligned} \text{ODs} &= \text{IDs} + 2 \times t_s \\ &= 112 + 2 \times 0.5 \\ &= 112.930 \quad \text{in} \end{aligned}$$

Digunakan OD standar 114 dengan  $t_s = 1/2$  in

icr = 6.875 (Brownell & Young tabel 5.7, hal.90)

r = 108

Dalam menentukan tebal head  
, persamaan yang digunakan yaitu :

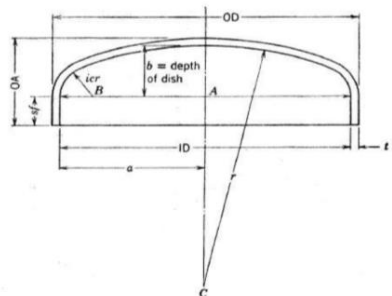
$$th = \frac{P.rc.W}{2.f.E-0.2P} + C$$

Keterangan:

th : Tebal head (in)

P : Tekanan desain (psi)

rc : Radius knuckle, in



icr : Inside corner radius (in)

W : Stress-intensification factor

E : Effisiensi pengelasan

C : Faktor korosi (in)

Untuk itu diperlukan nilai stress intensification untuk torispherical dished head dengan menggunakan persamaan:

$$W = \frac{1}{4} \times \left( \sqrt{3 + \frac{rc}{icr}} \right) \quad (\text{Brownel and Young, 1959. hal.258 (persamaan 7.76 \& 7.77)})$$

$$\frac{icr}{rc} > 6 \%, \text{ dimana } rc = Di \quad (\text{Perry, 1997, tabel 10.65})$$

Diketahui:

$$rc = 108 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} icr &= 6 \% \times 108 \\ &= 6.48 \text{ in} < 6.875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } W &= \frac{1}{4} \times \left( \sqrt{3 + \frac{108}{6.875}} \right) \\ &= 1.741 \text{ in} \\ th &= \frac{P.rc.W}{2.f.E-0.2P} + C \\ &= \frac{92.735 \times 108 \times 1.741}{2 \times 18750 \times 0.8 - 0.2 \times 92.735} + 0.125 \\ &= 0.707 \text{ in} \\ &= 0.059 \text{ ft} \end{aligned}$$

Digunakan tebal head standar  $\frac{3}{4} \text{ in} = 0.75 \text{ in}$

\* **Menghitung tinggi head tangki bagian atas**

$$ID = 112 \text{ in}$$

$$OD = 114 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell & Young hal.87 diperoleh harga :

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{111.930}{2} = 55.965 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 108 - 6.875 = 101.125 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 55.965 - 6.875 = 49.090 \text{ in}$$

$$AC = \frac{2}{(BC^2 - AB^2)^{0.5}} = 88.411 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 108 - 88.411 = 19.589 \text{ in}$$

Dari tabel 5-6 Brownell & Young hal.88, untuk tebal head 3/4 in diperoleh harga sf = 1 1/2 - 3 1/2, dipilih sf = 2 maka:

$$Hh = th + b + sf$$

$$= 0.707 + 19.589 + 2$$

$$= 22.296 \text{ in} = 1.858 \text{ ft}$$

\* **Tebal head tangki bagian atas**

$$th = \frac{P.rc.W}{2.f.E-0.2P} + C$$

$$= \frac{92.735 \times 108 \times 1.741}{2 \times 18750 \times 0.8 - 0.2 \times 92.735} + 0.125$$

$$= 0.707 \text{ in}$$

Digunakan tebal head standar 3/4 = 0.75 in

\* **Menghitung tinggi head tangki bagian bawah**

$$ID = 112 \text{ in}$$

$$ODs = IDs + 2 \times ts$$

$$= 112 + 2 \times 0.625$$

$$OD = 113.180 \text{ in}$$

Digunakan OD standar 114 dengan ts = 5/8 in

$$icr = 6.875 \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7, hal.90})$$

$$r = 108$$

$$\text{Maka } W = \frac{1}{4} \times \left( \sqrt{3 + \frac{108}{6.875}} \right)$$

$$= 1.741 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell & Young hal.87 diperoleh harga :

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{112}{2} = 55.965 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 108 - 6.875 = 101.125 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 55.965 - 6.875 = 49.090 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 88.411 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 108 - 88.411 = 19.589 \text{ in}$$

Dari tabel 5-6 Brownell & Young hal.88, untuk tebal head 3/4 in diperoleh harga sf = 1 1/2- 3 1/2 , dipilih sf = 2 maka:

$$Hh = th + b + sf$$

$$= 0.75 + 19.589 + 2$$

$$= 22.339 \text{ in} = 1.862 \text{ ft}$$

#### Tebal head tangki bawah

$$th = \frac{P.rc.W}{2.f.E-0.2P} + C$$

$$= \frac{104.160 \times 108 \times 1.741}{2 \times 18750 \times 0.8 - 0.2 \times 104.160} + 0.125$$

$$= 0.778 \text{ in}$$

Digunakan tebal head standar 7/8 = 0.875 in

#### Perhitungan Pengaduk

Jenis Pengaduk : *flat blade turbine with disk*

Jumlah baffle : 4 (Geankoplis edisi 4, 158)

$$Da/Dt = 1/3 ; Da = 1/3 \times 111.930 = 37.310 \text{ in}$$

$$E/Da = 1 ; E = 1 \times 37.310 = 37.310 \text{ in}$$

$$L/Da = 1/4 ; L = 1/4 \times 37.310 = 9.327 \text{ in}$$

$$W/Da = 1/5 ; W = 1/5 \times 37.310 = 7.462 \text{ in}$$

$$J/Dt = 1/12 ; J = 1/12 \times 111.930 = 8.610 \text{ in}$$

$$Da = 37.310 \text{ in} = 0.948 \text{ m}$$

$$E = 37.310 \text{ in} = 0.948 \text{ m}$$

$$L = 9.327 \text{ in} = 0.237 \text{ m}$$

$$W = 7.462 \text{ in} = 0.190 \text{ m}$$

$$J = 8.610 \text{ in} = 0.219 \text{ m}$$

Dimana,

Dt = diameter tangki

Da = diameter impeller

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang blade turbin



## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

W = lebar blade turbin

J = lebar baffle

Menghitung power pengaduk

Kecepatan pengaduk, N = 30 rpm = 0.5 rps

$\mu = 0.00009 \text{ kg/m.s}$

$$\text{Nre} = \frac{\text{Da}^2 \text{N} \rho}{\mu} = \frac{0.948^2 \times 0.5 \times 1372.577}{0.00009} = 6638191.037 \text{ (turbulen)}$$

Menghitung power consumption

Berdasarkan nilai Nre = 6638191.037

maka diperoleh power number dari figure 3.4-4

Np = 4 (Geankoplis, fig. 3.4-4, hal. 145)

$P = \text{Np} \cdot \rho \cdot N^3 \cdot \text{Da}^5 \text{ (SI)}$

$$= 4 \times 1372.577 \times 0.5^3 \times 0.948^5, \\ = 524.561 \text{ kg.m/s} = 0.391 \text{ hp}$$

Efisiensi, h = 0.83

Power = P/h

Power motor = 0.471 hp

### \* Menghitung Jacket Pendingin

$$\text{Jumlah CW (33 °C)} = 11477.298 \text{ kg/jam} = 25303 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}$$

$$\begin{aligned} V_{\text{pendingin}} &= \frac{M_{\text{pendingin}}}{\rho_{\text{pendingin}}} = \frac{11477.2980 \text{ kg/jam}}{49.3527 \text{ kg/m}^3} \\ &= 232.557 \text{ m}^3 \\ &= 8212.273 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter inside jaket (ID)} &= \text{Diameter dalam} + (2 \times \text{tebal shell}) \\ &= 9.5 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi jaket} &= \text{Tinggi reaktor-tinggi tutup atas} \\ &= 25.86 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Asumsi jarak jaket} = 5 \text{ in} = 0.417 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter outside jaket} = \text{ID} + (2 \times \text{jarak jaket})$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$(OD) = 10.333 \text{ ft}$$

Luas area pendingin, A :

$$A = \frac{\pi}{4} (OD^2 - ID^2)$$

$$= 12.97 \text{ ft}^2$$

Kecepatan superficial pendingin, v :

$$v = \frac{V_{\text{pendingin}}}{A} = \frac{8212.3}{12.97} = 632.96 \text{ ft/jam}$$

### Spesifikasi Reaktor (R-210)

Nama Alat : Reaktor R-210

Fungsi : Untuk mereaksikan  $Al(OH)_3$  dengan  $H_2SO_4$  membentuk  $Al_2(SO_4)_3$

Bentuk : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head

Pengelasan : Double welded butt joint

Bahan : Stainless steel, type 316, Grade M (SA-240)

Jumlah : 1 buah

Kapasitas Tangki : 1661.953  $\text{ft}^3$

Tinggi Tangki : 27.720 ft

Inside Diameter : 9.327 ft

OD course 1 = : 114 in

OD course 2

Tebal Shell setiap course

Course 1 : 0.625 in

Course 2 : 0.500 in

Course 3 : 0.500 in

Tinggi head atas : 1.858 ft

Tebal head atas : 0.750 in

Tinggi head bawah : 1.862 ft

Tebal head bawah : 0.875 in

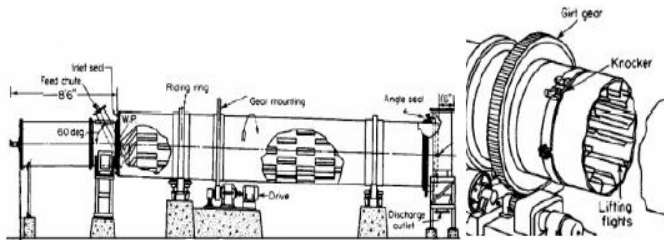
Dimensi Jaket

Tinggi Jaket : 25.862 ft

Tebal Jacket	:	0.417	ft
Pengaduk			
Type	:	<i>flat six blade turbine with disk</i>	
Jumlah	:	1	buah
Diameter Pengaduk $D_a$	:	0.948	m
Panjang Pengaduk $L_a$	:	0.237	m
Lebar Pengaduk $W$	:	0.237	m
Lebar Baffle $J$	:	0.219	m
Kecepatan putaran $N$	:	30	rpm
Power Consumption $P$	:	0.471	hp

### 7. Rotary Dryer (Q-510)

Fungsi: Untuk menguapkan air dan akan menghasilkan produk dengan kandungan air sebesar 0.1%



Kondisi Operasi :

Tekanan : 1 atm

T udara masuk,  $T_{G2} = 80 \text{ } ^\circ\text{C} = 176 \text{ } ^\circ\text{F}$

T udara keluar,  $T_{G1} = 33.93 \text{ } ^\circ\text{C} = 93.075 \text{ } ^\circ\text{F}$

T feed masuk,  $T_{S1} = 39.479 \text{ } ^\circ\text{C} = 103.06 \text{ } ^\circ\text{F}$

T feed keluar,  $T_{S2} = 65 \text{ } ^\circ\text{C} = 149 \text{ } ^\circ\text{F}$

Menghitung LMTD

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences	
176	Higher Temp	149.000	27	$\Delta t_2$
103.063	Lower Temp	93.075	9.988	$\Delta t_1$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

72.937	Differences	55.925	17.012	$\Delta t_2 - \Delta t_1$
$T_1 - T_2$		$t_1 - t_2$		

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2.3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}} = \frac{17.01209051}{2.3 \log \frac{27}{9.9879}} = 17.126 \text{ } ^\circ\text{F} \\
 &= 264.887 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Menghitung Area Dryer

$$\text{Laju bahan masuk} = 5263.208 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa udara yang digunakan} = 2175.255 \text{ kg/jam}$$

G adalah *mass air velocity* ( $0.5 - 5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{det}$ ) (Ulrich, Table 4-10)

$$\begin{aligned}
 G &= 0.5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{detik} \\
 &= 1800 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam} \\
 &= 368.338 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Area of Dryer} &= \frac{\text{massa udara}}{G} \\
 &= \frac{2175.25}{1800} \\
 &= 1.2085 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Area of Dryer} &= \frac{\pi \times D^2}{4} \\
 1.2085 &= \frac{\pi \times D^2}{4}
 \end{aligned}$$

$$D = 1.241 \text{ m} = 4.071 \text{ ft}$$

### Perhitungan koefisien volumetrik heat transfer

$$U_a = \frac{240 \times G^{0.67}}{D} \text{ (Ulrich, T 4-10)}$$

Keterangan :

$$U_a = \text{koefisien volumetrik heat transfe (J/m}^3 \cdot \text{s.K)}$$

$$G = \text{gas mass velocity (kg/m}^2 \cdot \text{s)}$$

$$D = \text{diameter dryer (m)}$$

$$G = 0.5 \text{ kg/m}^2.\text{s}$$

$$D = 1.241 \text{ m} = 4.071 \text{ ft}$$

$$U_a = \frac{240 \times 0.629}{1.241} = 121.57 \text{ J/m}^3.\text{s.K}$$

**Perhitungan panjang :**

$$Q = U_a \times V \times \Delta T \quad (\text{Perry edisi 7, pers 12-51})$$

$$V = \frac{\pi \times D^2 L \times L}{4} \quad (\text{volume silinder})$$

keterangan :  
 $Q$  : Panas Total, J/s  
 $U_a$  : Koefisien volumetrik heat transfer J/m<sup>3</sup>.s.K  
 $V$  : volume drum m<sup>3</sup>  
 $\Delta T$  : LMTD K  
 $D$  : diameter drum m  
 $L$  : panjang m

$$Q = U_a \times V \times \Delta T$$

$$Q = U_a \times \frac{\pi \times D^2 \times L \times L}{4} \times \Delta T$$

**Perhitungan panjang dryer :**

$$Q = 162385.94 \text{ kkal/jam} = 679422.76 \text{ kJ/jam}$$

$$= 188728.55 \text{ J/s}$$

$$U_a = 121.57 \text{ J/m}^3.\text{s.K}$$

$$\Delta T = 264.887 \text{ K}$$

$$Q = U_a \times \frac{\pi \times D^2 \times L \times L}{4} \times \Delta T$$

$$188728.55 = 121.57 \times 1.208 \times L \times 264.89$$

$$188728.55 = 38916.60537 \times L$$

$$L = 4.850 \text{ m} = 15.911 \text{ ft}$$

Perbandingan

$$\frac{L}{D} = 4 - 10 \quad (\text{Perry edisi 7, hal 12-54})$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$\frac{L}{D} = \frac{4.850}{1.241} = 4 \quad (\text{memenuhi range})$$

**Perhitungan time of passes  $\theta$  :**

$$\theta = \frac{0.23 L}{SN^{0.9} D} \pm 0.6 \frac{BLG}{F} \quad (\text{Perry edisi 7, pers 12-55})$$

$$B = 5(Dp)^{-0.5} \quad (\text{Perry edisi 7, pers 12-56})$$

Keterangan:

$\theta$	=	time of passes	(menit)
$L$	=	panjang	(ft)
$S$	=	<i>slope drum</i>	(ft/ft)
$N$	=	<i>speed</i>	(rpm)
$D$	=	Diameter drum	(ft)
$B$	=	konstanta material	
$G$	=	rate massa udara	(lb/(h.ft <sup>2</sup> ))
$F$	=	<i>feed rate to dryer</i>	(lb dry material/(h.ft <sup>2</sup> ))
$Dp$	=	ukuran partikel	( $\mu\text{m}$ )

ketentuan :

$$S = \text{Slope Drum} = 0.8 \text{ cm/m} \quad (\text{perry edisi 7, hal 12-56})$$

$$G = \text{Rate massa udara} \\ = \text{maksimum } 5 \text{ kg/m}^2.\text{s} \quad (\text{perry edisi 7, hal 12-55})$$

Asumsi :

$$Dp = \text{Ukuran partikel} = 12 \text{ mesh} \\ = 0.083 \text{ in} = 2117 \text{ } \mu\text{m}$$

$$G = \text{rate massa udara} \\ = 0.5 \text{ kg/m}^2.\text{s} = 368.67 \text{ lb/(h.ft}^2\text{)}$$

$$S = \text{slope drum} = 2 \text{ cm/m} = 0.02 \text{ ft/ft}$$

$$N = \text{speed} = 12.09 \text{ rpm}$$

$$\text{Kecepatan peripheral} = 0.25 - 0.5 \text{ m/sekon}$$

$$\text{dipilih } 15 \text{ m/menit} \quad (\text{Perry 7ed., p.12-56})$$

$$\text{Kecepatan putar (N)} = \frac{15}{D} = \frac{15}{1.241} = 12.089 \text{ rpm}$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$\theta = \frac{0.23 L}{SN^{0.9} D} \pm 0.6 \frac{BLG}{F}$$

tanda (+) untuk aliran *counter current*

$$B = 5 \left( \frac{2117}{\quad} \right)^{-0.5}$$

$$= 0.109$$

$$\begin{aligned} \text{Feed bahan kering} &= 5263.21 \text{ kg/jam} \\ &= 11603.27 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Area dryer} = 1.21 \text{ m}^2 = 13.008 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Cross section area dryer} &= 15\% \times \text{Area dryer} \\ &= 15\% \times 13.008 \\ &= 1.951 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$F = \frac{\text{Feed bahan kering}}{\text{Cross section area dryer}} = \frac{11603.268}{1.951}$$

$$= 5946.772 \text{ lb/h.ft}^2$$

$$\theta = \frac{0.23 L}{SN^{0.9} D} \pm 0.6 \frac{BLG}{F}$$

$$= \frac{0.23 \times 15.911}{0.02 \times 9.42 \times 4.07} + 0.6 \frac{0.109 \times 15.91 \times 368.67}{5946.772}$$

$$= 4.83 \text{ menit}$$

### Perhitungan sudut :

$$\text{Slope} : 2 \text{ cm/m}$$

$$\text{panjang} : 4.85 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Slope actual} &: 2 \text{ (cm/m)} \times 4.85 \text{ (m)} \\ &= 9.6991 \text{ cm} = 0.097 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{tg } \alpha = 0.097$$

$$\text{sudut rotary } \alpha \approx 5^\circ$$

### Perhitungan flight :

Perhitungan berdasarkan perry edisi 7 ;12-56

$$\text{ketentuan: Tinggi flight} = 1/12 D - 1/8 D$$

$$\text{Panjang flight} = 0.6m-2m$$

$$\text{jumlah flight 1 circle} = 0,6D-D$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$\begin{aligned}
 \text{asumsi: Tinggi flight} &= 0.1 \text{ D} \\
 \text{Panjang Flight} &= 0.6 \text{ m} \\
 \text{Jumlah Flight 1 circle} &= 0.6 \text{ D} \\
 \text{Diameter drum, D} &= 1.241 \text{ m} \\
 \text{panjang, L} &= 4.850 \text{ m} \\
 \text{Tinggi flight} &= 0.1 \text{ D} = 0.1 \times 1.241 = 0.1241 \text{ m} \\
 \text{Jumlah flight 1 circle} &= 1 \text{ D} = 1 \times 1.241 = 1.241 \approx 1 \text{ buah} \\
 \text{Total circle} &= \text{panjang Rotary dryer / panjang flight} \\
 \text{Total circle} &= 4.850 / 0.6 \\
 &= 8.083 \approx 7 \text{ buah} \\
 \text{Total flight} &= \text{total circle} \times \text{jumlah flight tiap 1 circle} \\
 &= 7 \times 1 \\
 &= 7 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan tebal shell

Bahan untuk shell dari carbon steel SA 283 grade C

dengan allowable stress = 12650 psi

Dipakai *double welded butt joint* : 80% ; C = 0.125

D = 1.24 m = 4.071 ft

H = 4.850 m = 15.911 ft

Digunakan tekanan operasi 14.7 psi

Tekanan Desain tangki = 1.2 x Pop = 17.6 psi

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \times D}{2 \cdot f \cdot e \cdot P} + C \\
 &= \frac{17.6 \times 4.071 \times 12}{2 \times 12650 \times 0.8 - 17.6} + 0.125 \\
 &= \frac{861.686}{20222.360} + 0.125 \\
 &= 0.168 \text{ in} ;
 \end{aligned}$$



dipilih plate dengan ketebala  $\frac{3}{16}$  in

**Spesifikasi Rotary Dryer**

Nama Alat	=	Rotary Dryer
Fungsi	=	Untuk menguapkan air dan akan menghasilkan produk dengan kandungan air sebesar 0.1%
Type	=	Rotary dryer
Kapasitas	=	5263.208 kg/jam
Diameter	=	1.241 m
Panjang	=	4.850 m
Tebal Shell	=	0.17 in
Kecepatan Putar	=	12.09 rpm
Sudut Rotary	=	5 °
Time of passes	=	4.83 menit
Jumlah flight	=	7 buah
Jumlah	=	1

**8. Mixer H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (M-115)**

Fungsi : Untuk mengencerkan Asam sulfat 98% menjadi 66%

Bentuk : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head

Bahan Konstruksi : *Stainless steel, type 316, Grade M (SA-240)*

Rate : 3780.698 kg/jam

Kondisi operasi :

T<sub>masuk</sub> = 30 °C

T<sub>keluar</sub> = 33.45 °C

Tekanan = 1 atm = 14.696 Psi

Waktu Tinggal = 1 jam

Komposisi Masuk Tangki Pengencer

Komponen	Massa (kg/jam)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2495.260814
H <sub>2</sub> O	1285.437389

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

Total	3780.698
-------	----------

Dengan menggunakan software aspen plus diperoleh viskositas dan densitas campuran sebagai berikut:

$$\begin{aligned} r \text{ campuran} &= 1220.020 \text{ kg/m}^3 = 76.1632 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu \text{ campuran} &= 4.270 \text{ lb/ft.hr} = 0.00176 \text{ kg/m.s} \\ &= 1.765 \text{ cp} \end{aligned}$$

Asumsi tangki yang digunakan memiliki kapasitas 2 kali volume Volume bahan masuk yang ditampung

$$2 \times 3780.698 \text{ kg} \times \frac{1}{1220.020 \text{ kg/m}^3} = 6.198 \text{ m}^3$$

Over Design : 20 % (Peter and Timmerhaus, 1991. hal. 37)

$$\text{sehingga didapatkan, V tangki} = 7.437 \text{ m}^3 = 262.634 \text{ ft}^3$$

Menentukan diameter dalam tangki (ID)

Volume torispherical head (Vh)

$$V_h = 0.000049 \text{ Dt}^3 \quad (\text{Brownell \& Young, hal 88})$$

Keterangan : Vh = Volume torispherical head

Di = Inside diameter

$$L/D = 1.5 \quad (\text{Buku Desain Bejana hal.49})$$

$$V_s = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot L}{4} + 2V_{\text{head}} + 2Sf$$

Dimana, Sf = tinggi flange, ft (dipilih 2 in 0.167 ft)

$$= \frac{3.14 \times D^2 \times 1.5D}{4} + 2 \times 0.000049 \text{ Dt}^3$$

$$+ \left( 2 \times \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 0.167 \right)$$

$$262.63 = 1.178 \text{ Dt}^3 + 0.262 \text{ ID}^2$$

Dengan menggunakan goalseek ditemukan nilai ID

$$\text{ID} = 5.991 \text{ ft} \approx 6 \text{ ft}$$

Perbandingan L/D = 2 (Ulrich, hal 249)

$$L = 2 \times 5.991$$

$$= 11.982 \text{ ft} \gg 16 \text{ ft} \quad (\text{dipilih 2 course @ 8ft})$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$\begin{aligned}
 \text{Volume shell} &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H \\
 &= \frac{\pi}{4} \times 5.991 \times 16 \\
 &= 450.832 \text{ ft}^3 \\
 \text{Volume dh} &= 0.000049 \times D^3 \\
 &= 0.000049 \times 215.049 \\
 &= 0.011 \text{ ft}^3 \\
 \text{Volume Sf} &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times 0.167 \\
 &= 4.696 \text{ ft}^3 \\
 \text{V tangki baru} &= V_{\text{shell}} + 2V_{\text{dh}} + 2V_{\text{sf}} \\
 &= 460.246 \text{ ft}^3 \\
 \text{V ruang kosong} &= V_{\text{tangki baru}} - V_{\text{liquid}} \\
 &= 460.246 - 262.634 \\
 &= 197.612 \text{ ft}^3 \\
 \text{V shell kosong} &= V_{\text{ruang kosong}} - (V_{\text{dh}} + V_{\text{sf}}) \\
 &= 197.612 - 4.707 \\
 &= 192.905 \\
 \text{Hshell kosong} &= \frac{4 \times V_{\text{shell kosong}}}{\pi \times D^2} \\
 &= \frac{4 \times 192.905}{3.14 \times 35.894} \\
 &= 6.846 \text{ ft}^3 \\
 \text{Hliquid} &= H_{\text{shell}} + H_{\text{h}} - H_{\text{shell kosong}} \\
 &= 17.146 - 6.846 \\
 &= 10.300 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tekanan Desain

Ketebalan shell akan berbeda dari dasar tangki sampai puncak. Hal ini karena tekanan zat cair akan semakin tinggi dengan bertambahnya jarak titik dari permukaan zat cair tersebut ke dasar tangki. Sehingga

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

tekanan paling besar adalah tekanan paling bawah. Tekanan desain dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
 P_{op} &= \rho \cdot (g/gc) \cdot H + 14.696 \\
 &= \frac{4.270 \times H}{144} + 14.696 \\
 &= 0.030 H + 14.696 \\
 P_{des} &= 1.2 \times P_{op} \\
 &= 1.2 \times (0.030 H + 14.696) \\
 &= 0.036 H + 17.635
 \end{aligned}$$

Untuk pengelasan, digunakan double-welded butt joint

E = 80 % (Brownell & Young, hal. 25)

c = 0.125

f = 18750 psi

Menghitung tebal dan panjang shell course,

Tebal shell course dapat dihitung dengan menggunakan persamaan

Berdasarkan circumferential stress,

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + C \\
 t &= \text{Tebal shell in} \\
 p &= \text{Tekanan desaim psi} \\
 d &= \text{diameter dalam in} \\
 E &= \text{Efisiensi pengelasan} \\
 f &= \text{Tegangan yang diperbolehkan psi} \\
 C &= \text{Faktor Korosi in} \\
 d &= 12 \times D \\
 &= 12 \times (6 \text{ ft}) = 72 \text{ in} \\
 t &= \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + C \\
 &= \frac{0.036 H + 17.635 \times 72}{2 \times 18750 \times 0.8} + 0.125 \\
 &= \frac{2.561784 H + 1269.734}{30000} + 0.125
 \end{aligned}$$

Course 1, H=16

$$\begin{aligned}
 t_1 &= \frac{2.561784}{30000} H + \frac{1269.734}{30000} + 0.125 \\
 &= \frac{2.561784}{30000} 16 + \frac{1269.734}{30000} + 0.125 \\
 &= 0.169 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk course 1, dipilih plate dengan ketebalan = 3/16 in  
Course 2, H=8

$$\begin{aligned}
 t_2 &= \frac{2.561784}{30000} H + \frac{1269.734}{30000} + 0.125 \\
 &= \frac{2.561784}{30000} 8 + \frac{1269.734}{30000} + 0.125 \\
 &= 0.168 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Untuk course 2, dipilih plate dengan ketebalan = 3/16 in  
= 0.1875 in

## **Menentukan desain head**

### \* **Menentukan tebal head tangki bagian atas**

tebal head atas yaitu:

$$\begin{aligned}
 ODs &= IDs + 2 \times ts \\
 &= 72 + 2 \times 0.1875 \\
 &= 72.375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan OD standar 78 dengan  $ts = 5/16 = 0.3125 \text{ in}$

icr = 4.750 (Brownell & Young tabel 5.7, hal.90)

rc = 78

Dalam menentukan tebal head, persamaan yang digunakan yaitu :

$$th = \frac{P.rc.W}{2.f.E-0.2P} + C$$

Keterangan:

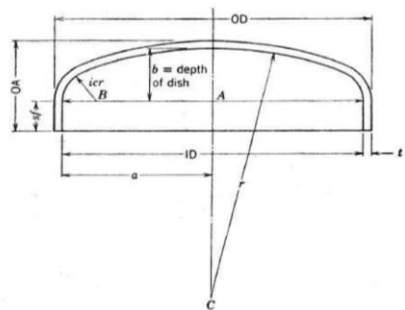
th : Tebal head (in)

P : Tekanan desain (psi)

rc : Radius knuckle, in

icr : Inside corner radius (in)

W : Stress-intensification factor



E : Efisiensi pengelasan

C : Faktor korosi (in)

Untuk itu diperlukan nilai stress intensification untuk torispherical dished dengan menggunakan persamaan:

$$W = \frac{1}{4} \times \left( \sqrt{3 + \frac{rc}{icr}} \right) \quad (\text{Brownel and Young, 1959. hal.258})$$

(persamaan 7.76 & 7.77)

$$\frac{icr}{rc} > 6 \%, \text{ dimana } rc = Di \quad (\text{Perry, 1997, tabel 10.65})$$

rc

Diketahui:

$$rc = 78 \text{ in}$$

$$icr = 6 \% \times 78$$

$$= 4.68 \text{ in} < 4.75 \text{ in}$$

$$\text{Maka } W = \frac{1}{4} \times \left( \sqrt{3 + \frac{78}{4.75}} \right)$$

$$= 1.763 \text{ in}$$

$$th = \frac{P.rc.W}{2.f.E-0.2P} + C$$

$$= \frac{17.920 \times 78 \times 1.763}{2 \times 18750 \times 0.8 - 0.2 \times 17.920} + 0.125$$

$$= 0.207 \text{ in}$$

$$= 0.017 \text{ ft}$$

Digunakan tebal head standar  $1/4 \text{ in} = 0.25 \text{ in}$

\* **Menghitung tinggi head tangki bagian atas**

$$ID = 72 \text{ in}$$

$$OD = 78 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell & Young hal.87 diperoleh harga :

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{72}{2} = 36 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 78 - 4.75 = 73.25 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 36 - 4.75 = 31.250 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 66.250 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 78 - 66.250 = 11.750 \text{ in}$$

Dari tabel 5-6 Brownell & Young hal.88, untuk tebal head 3/4 in diperoleh harga  $sf = 1 \frac{1}{2} - 3 \frac{1}{2}$  , dipilih  $sf = 2$  maka:

$$\begin{aligned} H_h &= t_h + b + sf \\ &= 0.250 + 11.750 + 2 \\ &= 14.000 \text{ in} = 1.167 \text{ ft} \end{aligned}$$

\* **Tebal head tangki bagian bawah**

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{P.rc.W}{2.f.E-0.2P} + C \\ &= \frac{18.204 \times 78 \times 1.763}{2 \times 18750 \times 0.8 - 0.2 \times 18.204} + 0.125 \\ &= 0.208 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan tebal head standar  $\frac{1}{4} = 0.25 \text{ in}$

\* **Menghitung tinggi head tangki bagian bawah**

$$\begin{aligned} ID &= 72 \text{ in} \\ OD_s &= ID_s + 2 \times t_s \\ &= 72 + 2 \times 0.25 \\ OD &= 72.5 \text{ in} \end{aligned}$$

Digunakan OD standar 78 dengan  $t_s = \frac{5}{16} \text{ in}$

$$icr = 4.750 \quad (\text{Brownell \& Young tabel 5.7, hal.90})$$

$$rc = 78$$

$$\begin{aligned} \text{Maka } W &= \frac{1}{4} \times \left( \sqrt{3 + \frac{78}{4.75}} \right) \\ &= 1.763 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Brownell & Young hal.87 diperoleh harga :

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{72}{2} = 36 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 78 - 4.750 = 73.250 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 36 - 4.75 = 31.250 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 66.250 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 78 - 66.250 = 11.750 \text{ in}$$

Dari tabel 5-6 Brownell & Young hal.88, untuk tebal head 3/4 in diperoleh harga  $sf = 1 \frac{1}{2} - 3 \frac{1}{2}$  , dipilih  $sf = 2$  maka:

$$\begin{aligned}
 H_h &= t_h + b + s_f \\
 &= 0 + 11.750 + 2 \\
 &= 13.750 \text{ in} = 1.146 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

**Tebal head tangki bagian bawah**

$$\begin{aligned}
 t_h &= \frac{P_{rc} \cdot W}{2 \cdot f \cdot E \cdot 0.2P} + C \\
 &= \frac{17.920 \times 78 \times 1.763}{2 \times 18750 \times 0.8 - 0.2 \times 17.920} + 0.125 \\
 &= 0.207 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Digunakan tebal head standar  $1/4 = 0.25 \text{ in}$

## Perhitungan Pengaduk

dari fig. 10.57 coulson, untuk volume  $7.437 \text{ m}^3$  dan viskositas  $0.00176 \text{ Ns/m}^2$

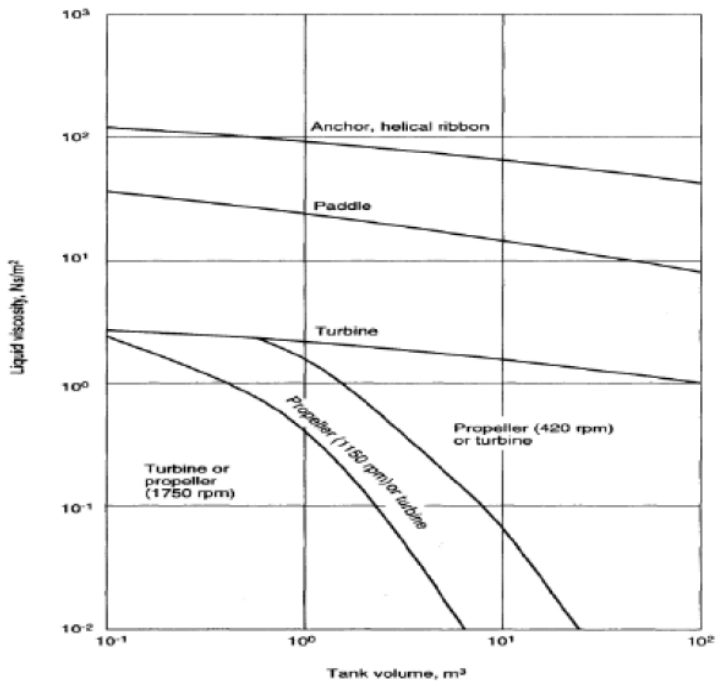


Figure 10.57. Agitator selection guide

## Menentukan Jenis Pengaduk



## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

Pengaduk yang digunakan adalah jenis flat six blade turbine with disk karena memiliki viskositas =  $0.00176 \text{ Ns/m}^2$

Jumlah baffle = 4 buah (Geankoplis hal.158)

Menurut McCabe (1999) hal.243, dimensi turbin standar yaitu:

$$\begin{array}{llllll} \text{Da/Dt} & = & 1/3 & ; \text{Da} & = & 1/3 \times 72 = 24 \text{ in} \\ \text{E/Da} & = & 1 & ; \text{E} & = & 1 \times 24 = 24 \text{ in} \\ \text{L/Da} & = & 1/4 & ; \text{L} & = & 1/4 \times 24 = 6 \text{ in} \\ \text{W/Da} & = & 1/5 & ; \text{W} & = & 1/5 \times 24 = 4.800 \text{ in} \\ \text{J/Dt} & = & 1/12 & ; \text{J} & = & 1/12 \times 72 = 5.538 \text{ in} \end{array}$$

$$\begin{array}{llll} \text{Da} & = & 24 \text{ in} & = 0.610 \text{ m} \\ \text{E} & = & 24 \text{ in} & = 0.610 \text{ m} \\ \text{L} & = & 6 \text{ in} & = 0.152 \text{ m} \\ \text{W} & = & 4.800 \text{ in} & = 0.122 \text{ m} \\ \text{J} & = & 5.538 \text{ in} & = 0.141 \text{ m} \end{array}$$

Dimana,

Dt = diameter tangki

Da = diameter impeller

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang blade turbin

W = lebar blade turbin

J = lebar baffle

Menghitung power pengaduk

Kecepatan pengaduk, N = 90 rpm = 1.5 rps

$\mu = 0.00176 \text{ kg/m.s}$

$$\begin{aligned} \text{Nre} &= \frac{\text{Da}^2 \text{Nr}}{\mu} = \frac{0.610^2 \times 1.5}{0.00176} \times 1220.020 \\ &= 385310.6294 \end{aligned}$$

Menghitung power consumption

Berdasarkan nilai Nre = 385310.6294

maka diperoleh power number dari figure 3.4-5

$\text{Np} = 4$  (Geankoplis, fig. 3.4-4, hal. 145)

$$\begin{aligned}
 P &= N_p \cdot r \cdot N^3 \cdot Da^5 \quad (SI) \\
 &= 4 \times 1220.020 \times 1.5^3 \times 0.610^5 \\
 &= 1386.532 \text{ kg}_f \cdot \text{m/s} = 1.034 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

## **Spesifikasi Mixer Pengencer**

Nama Alat : Tangki Pengenceran H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (M-115)  
 Fungsi : Pengenceran H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> 98% menjadi 66% (didasarkan perhitungan contoh soal No. 1 di US3226188) selanjutnya akan masuk reaktor  
 Bentuk : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standard dished head  
 Pengelasan : Double welded butt joint  
 Bahan : *Stainless steel* , type 316, Grade M (SA-240)  
 Jumlah : 1 buah  
 Kapasitas Tangki : 262.634 ft<sup>3</sup>  
 Tinggi Tangki : 18.313 ft  
 Inside Diameter : 72 ft  
 OD course 1 : 78 in  
 OD course 2

## **Tebal Shell setiap course**

Course 1 : 0.1875 in  
 Course 2 : 0.188 in  
 Tinggi head atas : 1.167 ft  
 Tebal head atas : 0.250 in  
 Tinggi head bawah : 1.146 ft  
 Tebal head bawah : 0.250 in

## **Pengaduk**

Type : *flat six blade turbine with disk*  
 Jumlah : 1 buah  
 Diameter Pengaduk Da : 0.610 m  
 Panjang Pengaduk La : 0.152 m  
 Lebar Pengaduk W : 0.122 m  
 Lebar Baffle J : 0.141 m

Kecepatan putaran N : 90 rpm

Power Consumption P : 1.034 hp

### 9. Blower Heat Exchanger (H-514)

Fungsi : Mengalirkan udara ke rotary dryer untuk menurunkan *moist content*

Jenis : Sentrifugal

Jumlah : 1 unit

Bahan konstruksi :

Alasan : Kondisi operasi tangki pada tekanan 1 atm dan temperatur 33 °C  
Konstruksi sederhana sehingga biaya lebih murah  
Bahan relatif tahan terhadap korosi

Kondisi operasi :

- Tekanan = 1 atm
- Temperatur = 33 °C
- Flowrate = 2175.255 kg/jam  
= 4795.535 lb/jam
- $\rho$  udara = 1.167 kg/m<sup>3</sup>  
= 0.0729 lbm/ft<sup>3</sup>
- Laju alir volumetrik, Q =  $\frac{F}{\rho}$   
=  $\frac{2175.255 \text{ kg/jam}}{1.167 \text{ kg/m}^3}$   
= 1863.972 m<sup>3</sup>/jam  
= 18.284772 ft<sup>3</sup>/s

Daya Blower

Efisiensi ( $\eta$ ) = 80 %

$$P = \frac{144 \times \eta \times Q}{33000} \quad (\text{Perry \& Green, 1999})$$

$$= \frac{144 \times 0.8 \times 1863.972}{33000} = 6.507 \text{ hp}$$

maka dipilih blower dengan daya motor

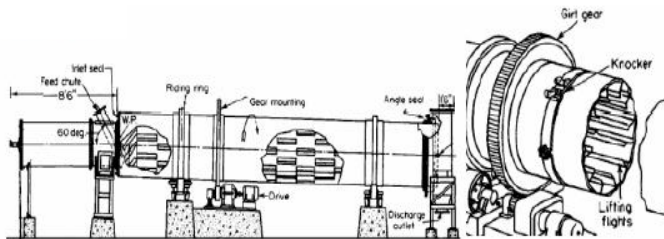
7 hp

**Spesifikasi :**

Kode Alat = H-313  
 Fungsi = Menghembuskan udara ke heat exchanger  
 Jumlah = 1 (Satu)  
 Tipe = *Centrifugal fan Tipe Backward-Curved*  
 Kapasitas = 0.60 kg/s  
 Power = 7 hp

**10. Rotary cooler (Q-521)**

Fungsi: Untuk mendinginkan kristal dari suhu 50°C menjadi 40°C



Kondisi Operasi :

Tekanan : 1 atm

T udara masuk,  $T_{G2}$  = 33 °C = 91.4 °F

T udara keluar,  $T_{G1}$  = 50 °C = 122 °F

T feed masuk,  $T_{S1}$  = 65 °C = 149 °F

T feed keluar,  $T_{S2}$  = 40 °C = 104 °F

Menghitung LMTD

Hot Fluid		Cold Fluid	Differences	
149	Higher Temp	122	27	$\Delta t_2$
104	Lower Temp	91.4	12.6	$\Delta t_1$
45	Differences	30.6	14.4	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$\text{LMTD} = \frac{\frac{T_1 - T_2}{2.3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}}{\frac{t_1 - t_2}{2.3 \log \frac{14.4}{12.6}}} = \frac{14.4}{12.6} = 18.915 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= 265.881 \text{ K}$$

Menghitung Area Cooler

$$\text{Laju bahan masuk} = 21.673 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Massa udara yang digunakan} = 2133.946 \text{ kg/jam}$$

G adalah mass air velocity ( $0.5 - 5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{detik}$ ) (Ulrich, Table 4-10)

$$\begin{aligned} G &= 1.5 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{detik} \\ &= 5400 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam} \\ &= 1105.014 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Area of Cooler} &= \frac{\text{massa udara}}{G} \\ &= \frac{2133.95}{5400} \\ &= 0.3952 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Area of Cooler} &= \frac{\pi \times D^2}{4} \\ 0.3952 &= \frac{\pi \times D^2}{4} \end{aligned}$$

$$D = 0.710 \text{ m} = 2.328 \text{ ft}$$

### Perhitungan koefisien volumetrik heat transfer

$$U_a = \frac{240 \times G^{0.67}}{D} \text{ (Ulrich, T 4-10)}$$

Keterangan :

$$U_a = \text{koefisien volumetrik heat transfe (J/m}^3 \cdot \text{s.K)}$$

$$G = \text{gas mass velocity (kg/m}^2 \cdot \text{s)}$$

$$D = \text{diameter cooling (m)}$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$G = 1.5 \text{ kg/m}^2.\text{s}$$

$$D = 0.710 \text{ m} = 2.328 \text{ ft}$$

$$U_a = \frac{240 \times 1.312}{0.710} = 443.846 \text{ J/m}^3.\text{s.K}$$

### Perhitungan panjang :

$$Q = U_a \times V \times \Delta T \quad (\text{Perry edisi 7, pers 12-51})$$

$$V = \frac{\pi \times D^2 L \times L}{4} \quad (\text{volume silinder})$$

keterangan :  $Q$  : Heat Total, J/s

$U_a$  : Koefisien volumetrik heat transfer J/m<sup>3</sup>.s.K

$V$  : volume drum m<sup>3</sup>

$\Delta T$  : LMTD K

$D$  : diameter drum m

$L$  : panjang m

$$Q = U_a \times V \times \Delta T$$

$$Q = U_a \times \frac{\pi \times D^2 \times L \times L}{4} \times \Delta T$$

### Perhitungan panjang *coole* :

$$Q = 109017.396 \text{ kkal/jam} = 456128.787 \text{ kJ/jam}$$

$$= 126702.441 \text{ J/s}$$

(Berdasarkan data neraca panas)

$$U_a = 443.85 \text{ J/m}^3.\text{s.K}$$

$$\Delta T = 265.881 \text{ K}$$

$$Q = U_a \times \frac{\pi \times D^2 \times L \times L}{4} \times \Delta T$$

$$126702.44 = 443.85 \times 0.395 \text{ L} \times 265.88$$

$$126702.44 = 46634.684 \text{ L}$$

$$L = 2.717 \text{ m} = 8.914 \text{ ft}$$

Perbandingan

$$\frac{L}{D} = 4 - 10 \quad (\text{Perry edisi 7, hal 12-54})$$

$$\frac{L}{D} = \frac{2.717}{0.710} = 4 \quad (\text{memenuhi range})$$

**Perhitungan time of passes  $\theta$  :**

$$\theta = \frac{0.23 L}{S N^{0.9} D} \pm 0.6 \frac{BLG}{F} \quad (\text{Perry edisi 7, pers 12-55})$$

$$B = 5(Dp)^{-0.5} \quad (\text{Perry edisi 7, pers 12-56})$$

Keterangan:

$\theta$	=	time of passes	(menit)
$L$	=	panjang	(ft)
$S$	=	<i>slope drum</i>	(ft/ft)
$N$	=	<i>speed</i>	(rpm)
$D$	=	Diameter drum	(ft)
$B$	=	konstanta material	
$G$	=	rate massa udara	(lb/(h.ft <sup>2</sup> ))
$F$	=	<i>feed rate to cooler</i>	(lb dry material/(h.ft <sup>2</sup> ))
$Dp$	=	ukuran partikel	( $\mu\text{m}$ )

ketentuan :

$$S = \text{Slope Drum} = 0.8 \text{ cm/m} \quad (\text{perry edisi 7, hal 12-56})$$

$$G = \text{Rate massa udara} \\ = \text{maksimum } 5 \text{ kg/m}^2.\text{s} \quad (\text{perry edisi 7, hal 12-55})$$

Asumsi :

$$Dp = \text{Ukuran partikel} = 12 \text{ mesh} \\ = 0.083 \text{ in} = 2117 \text{ } \mu\text{m}$$

$$G = \text{rate massa udara} \\ = 1.50 \text{ kg/m}^2.\text{s} = 1106.007 \text{ lb/(h.ft}^2\text{)}$$

$$S = \text{slope drum} = 2 \text{ cm/m} = 0.02 \text{ ft/ft}$$

$$N = \text{speed} = 21.141 \text{ rpm}$$

$$\text{Kecepatan peripheral} = 0.25 - 0.5 \text{ m/sekon}$$

$$\text{dipilih } 15 \text{ m/menit} \quad (\text{Perry 7ed., p.12-56})$$

$$\text{Kecepatan putar (N)} = \frac{15}{D} = \frac{15}{0.710} = 21.141 \text{ rpm}$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$\theta = \frac{0.23 L}{SN^{0.9} D} \pm 0.6 \frac{BLG}{F}$$

tanda (+) untuk aliran counter current

$$B = 5 \left( \frac{2117}{0.109} \right)^{-0.5}$$

$$\begin{aligned} \text{Feed bahan kering} &= 5100.98 \text{ kg/jam} \\ &= 11245.63 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Area cooler} = 0.40 \text{ m}^2 = 4.254 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Cross section area cooler} &= 15\% \times \text{Area cooler} \\ &= 15\% \times 4.254 \\ &= 0.638 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F &= \frac{\text{Feed bahan kering}}{\text{Cross section area cooler}} = \frac{11245.631}{0.638} \\ &= 17625.145 \text{ lb/h.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \theta &= \frac{0.23 L}{SN^{0.9} D} \pm 0.6 \frac{BLG}{F} \\ &= \frac{0.23 \times 8.914}{0.02 \times 15.58 \times 2.33} + \frac{0.6 \times 0.109 \times 8.91 \times 1106.01}{17625.145} \\ &= 2.86 \text{ menit} \end{aligned}$$

### Perhitungan sudut :

$$\text{Slope} : 2 \text{ cm/m}$$

$$\text{panjang} : 2.72 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Slope actual} &: 2 \text{ (cm/m)} \times 2.72 \text{ (m)} \\ &= 5.4338 \text{ cm} = 0.054 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{tg } \alpha = 0.054$$

$$\text{sudut rotary } \alpha \approx 5^\circ$$

### Perhitungan flight :

Perhitungan berdasarkan perry edisi 7 ;12-56

$$\text{ketentuan: Tinggi flight} = 1/12 D - 1/8 D$$

$$\text{Panjang flight} = 0.6\text{m}-2\text{m}$$



## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$\begin{aligned}
 & \text{jumlah flight 1 circle} = 0,6D/D \\
 \text{asumsi: } & \text{Tinggi flight} = 0.1 \quad D \\
 & \text{Panjang Flight} = 0.6 \quad \text{m} \\
 & \text{Jumlah Flight 1 circle} = 0.6 \quad D \\
 \text{Diameter drum, } D & = 0.710 \quad \text{m} \\
 \text{panjang, } L & = 2.717 \quad \text{m} \\
 \text{Tinggi flight} & = 0.1 \quad D = 0.1 \times 0.710 = 0.071 \quad \text{m} \\
 \text{Jumlah flight 1 circle} & = 1 \quad D = 1 \times 0.710 = 0.710 \approx 1 \text{ buah} \\
 \text{Total circle} & = \text{panjang Rotary dryer / panjang flight} \\
 \text{Total circle} & = 2.717 / 0.6 \\
 & = 4.528 \approx 7 \text{ buah} \\
 \text{Total flight} & = \text{total circle} \times \text{jumlah flight tiap 1 circle} \\
 & = 7 \times 1 \\
 & = 7 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan tebal shell

Bahan untuk shell dari carbon steel SA 283 grade C

dengan allowable stress = 12650 psi

Dipakai double welded butt joint : 80% ; C = 0.125

D = 0.71 m = 2.328 ft

H = 2.717 m = 8.914 ft

Digunakan tekanan operasi 14.7 psi

Tekanan Desain tangki = 1.2 x Pop = 17.6 psi

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \times D}{2 \cdot f \cdot e \cdot P} + C \\
 &= \frac{17.6 \times 2.328 \times 12}{2 \times 12650 \times 0.8 - 17.6} \\
 &= \frac{492.7480667}{20222.36} + 0.125
 \end{aligned}$$

## Appendiks C-Perhitungan Spesifikasi Alat

$$= 0.1493665 \text{ in} ;$$

dipilih plate dengan ketebalan  $\frac{3}{16}$  in

<b>Spesifikasi</b>	<b>Rotary Cooler</b>
Nama Alat	= Rotary Cooler
Fungsi	= Untuk mendinginkan kristal dari suhu 50°C menjadi 40°C
Type	= <i>Rotary Cooler</i>
Kapasitas	= 21.673 kg/jam
Diameter	= 1 m
Panjang	= 3 m
Tebal Shell	= 0.15 in
Kecepatan Putar	= 21.14 rpm
Sudut Rotary	= 5 °
Time of passes	= 2.86 menit
Jumlah flight	= 7 buah
Jumlah	= 1

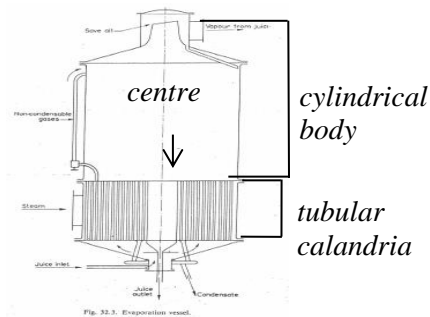
## 11. Evaporator V-310

Fungsi : memekatkan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$

Jenis : standart tube vertical evaporator

Alasan pemilihan jenis evaporator :

1. dapat digunakan untuk larutan dengan viskositas  $< 100 \text{ mNs/m}^2$
2. merupakan jenis evaporator standar dan umum digunakan
3. memenuhi syarat maksimum heating surface ( $30\text{-}300 \text{ m}^2$ )  
(Ulrich; Table 4-7)



Diketahui :

$$\begin{aligned}
 \text{massa Steam (S)} &= 5788.974825 \quad \text{kg/jam} \\
 \lambda &= 481.1424474 \quad \text{kkal/kg} \\
 q &= S \times \lambda \\
 q &= 2785321.515 \quad \text{kkal/jam} \\
 q &= 11052863.16 \quad \text{btu/jam}
 \end{aligned}$$

mencari heat transfer area (A)

$$A = \frac{q}{U \times (T_{\text{steam}} - T_{\text{produk}})}$$

Overall Heat Transfer Coefficient Table chart Pipes&tubes

Tubular, evaporation

\*steam outside, low viscous liquid inside tubes,  
natural circulation

nilai U : 200  $\text{btu/jam.ft}^2.\text{F}$  (www.engineersedge.com)

$$T \text{ steam} = 180 \text{ } ^0\text{C} = 356 \text{ F}$$

$$T \text{ produk} = 115 \text{ } ^0\text{C} = 239 \text{ F}$$

$$T_{\text{steam}} - T_{\text{produk}} = 117$$

$$A = 472.3445793 \text{ ft}^2$$

$$A = 43.88081142 \text{ m}^2$$

Kondisi tube berdasarkan Kern hal 402 (Tube up to 3 in OD),

Kondisi tube berdasarkan Badger hal 174 (1 - 4 in ID),

Panjang tube berdasarkan Hugout hal 509 (2.25-4m = 7-13ft)

Sehingga digunakan :

Pipe size : 2.5 in

Pipa standar 2.5 in IPS schedule 40 (kern, tabel 11)

$$\text{OD} = 2.88 \text{ in} = 0.2399904 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2.469 \text{ in} = 0.20574177 \text{ ft}$$

$$a''t = 4.79 \text{ in}^2 = 0.03326176 \text{ ft}^2$$

$$\text{Panjang tube : } 7 \text{ ft} = 2.1336 \text{ m (Hougot, page 509)}$$

$$\text{OD} = 1.25 \text{ in} = 0.03175 \text{ m (kern, tabel 10)}$$

$$\text{ID} = 1.04 \text{ in} = 0.026416 \text{ m}$$

$$\text{BWG} = 16 \text{ BWG}$$

$$\text{surface per lin ft (a'')} = 0.3271 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Jumlah tube (Nt)} = \frac{A}{a''t \times L} = 206.3 \text{ buah}$$

### Diameter evaporator

$$A = Nt \times a''t$$

$$A = 67.478 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diameter evaporator} = \sqrt{\frac{A \times 4}{\pi}}$$

$$\text{Diameter evaporator} = \frac{9.2714064 \text{ ft}}{111.2566546} = \frac{2.825925 \text{ m}}{\text{in}}$$

**Tinggi evaporator :**

Tinggi badan silinder = 1,5 sampai 2 kali panjang tube  
(Hougot, 508)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi badan silinder} &= 1.5 \times 2.134 \text{ m} \\ \text{Tinggi badan silinder} &= 3.2004 \text{ m} \end{aligned}$$

Tinggi evaporator = tinggi badan silinder + panjang tube

$$\text{Tinggi evaporator} = 5.334 \text{ m}$$

**Diameter centre well**

Diameter centre well = 0.25 x Devaporator (Hugout, hal 509)

$$\text{Diameter centre well} = 0.7064812 \text{ m}$$

**Tebal Shell :**

Tebal shell berdasarkan ASME Code untuk Cylindrical Tank

$$t_{\min} = \frac{P \times r_i}{f \cdot E - 0,6 P} + C$$

(Brownell & Young, page 2)

Keterangan  $t_{\min}$  = tebal shell minimum (in)

$P$  = tekanan tangki (psi)

$r_i$  = jari-jari tangki (in)

$C$  = faktor korosi (in)

$E$  = faktor pengelasan,

digunakan double welded,  $E = 0.8$

bahan konstruksi shell : Stainleess steel SA-240 Grade M

$$f_{\text{allowance}} = 18750 \text{ psi (Brownell \& Young, Table 13.1)}$$

$$P = \text{Tekanan design tangki (lb/in}^2\text{)}$$

## Appendiks C - Perhitungan Spesifikasi Alat

$$\begin{aligned}
 \text{Pop} &= 0.8 \quad \text{atm} = 11.7568 \text{ psi} \\
 \text{Pdes} &= 1,05 \times \text{Pop} = 12.34464 \text{ psi} \\
 r_i &= 1/2 D \\
 &= 1.4129623 \text{ m} = 55.6283273 \text{ in} \\
 C &= 0.125 \text{ in} \\
 t_{\min} &= \frac{P \times r_i}{f.E - 0,6 P} + C \\
 t_{\min} &= \frac{12.34464 \times 55.6283273}{(18750 \times 0,8) - (0,6 \times 14,1802)} + 0.125 \\
 t_{\min} &= 0.170803395 \\
 \text{sehingga digunakan tebal shell yaitu : } &\frac{3}{16} \text{ in} = 0.188 \text{ in}
 \end{aligned}$$

(Brownell & Young, page 254)

### Tinggi dan Tebal Head

Tipe head yang digunakan : conical head

### Tebal Head :

$$\begin{aligned}
 t &= \frac{P \times D}{2 \cos \alpha (fE - 0,6p)} + C \\
 &\text{(Brownell \& Young, page 118)} \\
 &\text{Dimana :} \\
 \alpha &= 0.5 \text{ sudut konis} \\
 \alpha &= 0.5 \times 60^\circ = 30^\circ \\
 t &= \frac{12.34464 \times 111.2567}{(2 \times \cos 30) ((18750 \times 0,8) - (0,6 \times 14,10816))} + 0.125 \\
 \cos 30 &= 0.866 \\
 t &= 0.1057784
 \end{aligned}$$

[illegible]

### Spesifikasi Evaporator :

**Bagian tube :**

Ukuran	=	Pipa standar 2.5 in IPS schedule 40
OD	=	0.03175
ID	=	0.026416 m
Panjang Tube	=	2.1336 m
Jumlah Tube	=	206.2910335 = 230 buah
Bahan Kontruksi	=	Stainless steel SA 240 Grade M

### Bagian Shell :

Diameter evaporator	=	2.8259247 m
Diameter centre well	=	0.7064812 m
Tinggi evaporator	=	5.334 m
Tebal shell	=	0.0047625 m
Tipe head	=	conical head
Tebal head	=	0.00508 m
Jumlah evaporator	=	1 buah

## 12. Barometrik Kondensor E 311

Fungsi : mengkondensasikan uap dari evaporator

Type : Barometric counter current condenser

Rate uap : 4820.4357 kg/jam

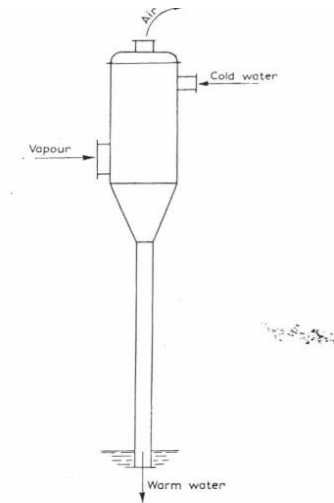


Fig. 40.6. Barometric counter-current condenser.

Dari Hugot, tabel 40.2 hal 858 diperoleh bahwa :

Untuk rate uap : 4820.435698 kg/jam di dapatkan :

**Tinggi kondensar (H) = 1.6 m**

### **Horizontal cross section , Luas penampang kondensor (S)**

Dari Hougout hal 858 didapatkan :

$S = 1.7 \text{ ft}^2/\text{ton}$  uap yang akan diembunkan tiap jam

$S = 1.7 \text{ ft}^2/\text{ton} \times 4820.4357 \text{ kg/jam} \times \frac{1}{1000 \text{ kg}}$

$S = 8.1947 \text{ ft}^2 = 0.76129141 \text{ m}^2$

**Diameter pipa uap (Dv):**

$$D = \sqrt{\frac{S \times 4}{\pi}} \quad (\text{Hugot, hal 860})$$

$$D = 3.230968912 \text{ ft} = 0.984799 \text{ m}$$



**Diameter pipa cooling water(D<sub>cw</sub>) :**

$$D = \sqrt{\frac{Q1 \times 4}{\pi v}} \quad (\text{Hugot, hal 861})$$

$$v = \alpha \sqrt{2gh}$$

dimana :

$\alpha$  = koefisien panjang pipa, (0.5)

$g$  = 98 dm/s<sup>2</sup>

$h$  = panjang condenser (dm)

$v$  = velositas air di dalam pipa (dm/s)

$Q1$  = laju air masuk kondenser (kg/s)

$$v = 28 \text{ dm/s}$$

$Q1 = 19032.849 \text{ kg/jam}$

$$317.21415 \text{ kg/s}$$

$$D_{cw} = 4 \text{ dm} = 0.379893996 \text{ m}$$

**Diameter kolom barometerik (D<sub>c</sub>) :**

menggunakan persamaan 40.23, Hougout page 882:

$$\frac{\pi V D^2}{4} = \frac{Q(W + 1)}{3600}$$

Dimana :

$D$  = diameter coloumn (dm)

$Q$  = Uap air yang dikondensasi (kg/jam)

$W$  = Perbandingan air pendingin dengan uap yang diembunkan

$V$  = kecepatan alir dalam kolom umumnya : 10 dm/s

(Hougout page 881)

Dari perhitungan neraca panas maka didapatkan :

$$Q = 3856.3486 \text{ kg/jam}$$

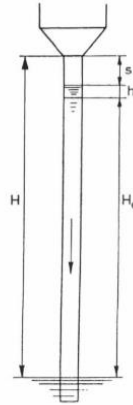
massa air pendingin untuk mengkondensasikan uap : 19033 kg/jam

$$W = 4.9354586$$

$$8 D^2 = 6.3581$$

$$D = 0.899972426 \text{ dm} = 0.09 \text{ m}$$

**Tinggi kolom barometrik, Hb :**



$$Hb = Ho + h + S$$

(Hugot, persamaan 40.19, hal 881)

$$\rho_{\text{air}} (30^\circ\text{C}) = 0.9957 \text{ gr/cm}^3$$

$$\text{Specific Volume air} = 1 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

$$Ho = 10 \times P_{\text{vacuum}} / P_{\text{hotwell}} \times \rho \times 78/76 \text{ (Hugot, 1986)}$$

$$P_{\text{evap}} = 1 \text{ atm} = 608 \text{ mmHg}$$

$$P_{\text{hotwell}} = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$$

$$P_{\text{vacuum}} = 152 \text{ mmHg} = 15.2 \text{ cmHg}$$

$$Ho = 10 \times \frac{15}{76} \times \frac{78}{76}$$

$$Ho = 2.1288499 \text{ ft} = 0.648873448 \text{ m}$$

Perhitungan h :

$$h = (1 + \alpha) \frac{V^2}{2g}$$

h = head air (m) untuk menjaga aliran dalam kolom  
agar memiliki kecepatan tetap sebesar V

V = Kecepatan dalam kolom, (m/s)

g = Percepatan gravitasi, (9.8 m<sup>2</sup>/s)

Berdasarkan Hugot, tabel 40.19 halaman 881 didapatkan

$$\text{Untuk diamter coloumn (Dc)} = 89.99724 \text{ mm}$$

$$\alpha = 6$$

$$h = 0.362 \text{ m}$$

Batas keamanan (S):

$$S = 0.5 \text{ m}$$

Sehingga tinggi kolom barometrik (Hb):

$$Hb = 1.511118346 \text{ m}$$

### **Spesifikasi barometrik kondensat :**

Type	=	Counter-current condensers
Jumlah	=	1 buah
Bahan kontruksi	=	Stainless steel SA 240 Grade M
Rate uap masuk	=	4820.435698 kg/jam
Horizontal cross section	=	8.19474 ft <sup>2</sup> = 0.7613 m <sup>2</sup>
Diameter pipa uap	=	0.9848 m
Diameter pipa cooling water	=	0.3799 m
Condensar		
Kevakuman maksimum	=	30.7 inHg
Diameter kolom	=	0.09 m
batas keamanan	=	0.5 m
Tinggi kolom	=	1.51112 m

### 13. Steam Jet ejector G-312

Fungsi = Mengkondensasi uap yang lolos barometrik kondenser

Bahan = *Stainless steel SA 240 Grade M*

$P_{\text{evap}} = 1 \text{ atm} = 608 \text{ mmHg}$

$P_{\text{hotwell}} = 1 \text{ atm} = 760 \text{ mmHg}$

$P_{\text{vacuum}} = 152 \text{ mmHg} = 15.2 \text{ cmHg}$

Menurut Hugot (1986) page 902, tekanan *vacuum* hingga 66 cmHg menggunakan *jet ejector* tipe *single stage*.

Jumlah = 1

Type = *Single Stage Jet Ejector*

### Jumlah Steam Sebenarnya

Dalam Fig. 8, IPS-E-PR-745 "*Engineering Standart For Process Design of Vacuum Equipment*"

Tekanan pada suction = 0.8 atm = 608 mmHg

Type = *Single Stage Jet Ejector*

Didapat kapasitas design sebesar = 260 %

Sehingga jumlah steam yg digunakan = 13070.95 kg/jam

### Spesifikasi Jet Ejector

Tipe = Single stage jet ejector

Bahan Konstruksi = *Stainless steel SA 240 Grade M*

steam yang digunakan = 13070.95099 kg/jam

jumlah = 1 buah

### 14. Centrifuge H 411

Fungsi : untuk memisahkan padatan  $\text{Al}_2(\text{SO}_4) \cdot 14\text{H}_2\text{O}$   
dari komponen mother liquor

Komponen	Massa(kg)	$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	Volume ( $\text{m}^3$ )
$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$	1648.9025	1152.33	1.430929085

Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.1347987	5240	2.57249E-05
H <sub>2</sub> O	4377.2299	1000	4.377229925
SiO <sub>2</sub>	0.1349025	2650	5.09066E-05
CaO	0.2720441	3350	8.12072E-05
Na <sub>2</sub> O	3.5022137	2270	0.001542825
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> sisa	375.81683	1022.111901	0.367686583
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub>	5117.3191	1690	3.027999451
Total	11523.312		9.205545709

$$\rho \text{ campuran} = 1251.77938 \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik feed} &= 9.205545709 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 2431.8479 \text{ gal/jam} \\ &= 40.53079833 \text{ gal/menit} \end{aligned}$$

Berdasarkan Perry maka dipakai centrifuge tipe disc nozzle discharge metode pemisahan sedimentasi didapat:

$$\text{Diameter bowl} = 10 \text{ in}$$

$$\text{Kecepatan putar} = 10000 \text{ rpm}$$

$$\text{Power motor} = 20 \text{ hp}$$

Untuk centrifuge type disk dengan kecepatan putar 4200 rpm, didapat:

$$\text{Diameter nozzle} = 0.125 \text{ in}$$

$$\text{Jumlah nozzle} = 24 \text{ buah}$$

### Spesifikasi Centrifuge

Type : disc nozzle discharge Sedimentation centrifuge

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik feed} &= 9.205545709 \text{ m}^3/\text{jam} \\ \text{Diameter bowl} &= 10 \text{ in} \\ \text{Diameter nozzle} &= 0.125 \text{ in} \\ \text{Jumlah nozzle} &= 24 \text{ buah} \\ \text{Kecepatan putar} &= 10000 \text{ rpm} \\ \text{Power motor} &= 20 \text{ hp} \end{aligned}$$

Jumlah = 1 buah

### 15. Cyclone T-512

Fungsi : menangkap debu dari rotary dryer

Laju alir bahan : 2390.387802 kg/jam

Untuk mencari densitas campuran dari bahan (feed masuk) dilakukan menggunakan software aspen plus dengan menginputkan data komponen murni pada suhu 80°C

Komponen	Massa (kg)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	V (m <sup>3</sup> /jam)
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	25.4593	16666.5	0.001527573
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0007	4938.42	1.35801E-07
SiO <sub>2</sub>	0.0007	2642.96	2.53941E-07
CaO	0.0014	3297.63	4.10432E-07
Na <sub>2</sub> O	0.0174	2394.86	7.27556E-06
H <sub>2</sub> O	189.6535	968.1714	0.195888371
Total	215.1329		0.19742402

Densitas partikel ( $\rho_p$ ) : 1089.6999 kg/m<sup>3</sup>

T gas masuk : 33.9 °C

Densitas udara ( $\rho_g$ ) : 1.15 kg/m<sup>3</sup>

Viskositas udara = 0.000018 kg/m.s

Penentuan dimensi cyclone

$$D_{p, th} = \sqrt{\frac{9 \cdot \mu \cdot Bc}{\pi \cdot Ns \cdot V_{max} \cdot (\rho_p - \rho_g)}}$$

Referensi: Perry's Chemical Engineer Handbook, 1999 (page 17-28)

Ns = jumlah putaran efektif dalam cyclone 4

V<sub>max</sub> = 20 m/s

Referensi: Perry's Chemical Engineer Handbook, 1999 (Fig 17-38)

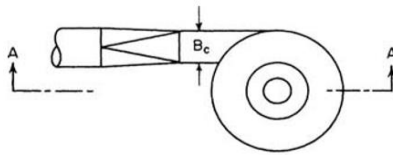
Berdasarkan data dari Perry's Chemical Engineer Handbook, 2008  
(Fig 17-39) didapatkan data:

$$\begin{aligned} E_o &= 85\% \\ D_{pi}/D_p &= 2.4 \\ D_{p,smaller\ solid} &= 0.00004 \\ D_{p,th} &= D_{pi}/2.4 = 0.000017 \end{aligned}$$

$$(D_{p,th})^2 = \left( \frac{9 \cdot \mu \cdot B_c}{\pi \cdot N_s \cdot V_{max} \cdot (\rho_p - \rho_g)} \right)^2$$

$$2.77778E-10 = \frac{0.000162}{273443.737} B_c$$

$$B_c = 0.468867862 \text{ m}$$



$$\begin{aligned} D_c &= 4 B_c = 1.875 \text{ m} \\ D_e &= 1/2 D_c = 0.94 \text{ m} \\ H_c &= 1/2 D_c = 0.47 \text{ m} \\ L_c &= 2 D_c = 3.751 \text{ m} \\ S_c &= 1/8 D_c = 0.234 \text{ m} \\ Z_c &= 2 D_c = 3.751 \text{ m} \\ J_c &= 1/4 D_c = 0.469 \text{ m} \end{aligned}$$

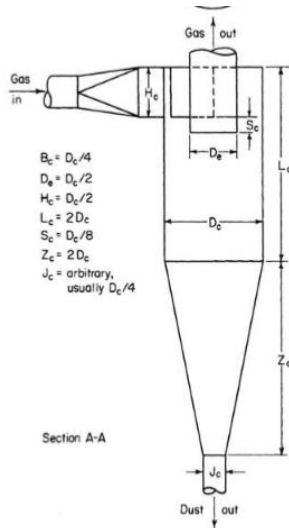


FIG. 17-36 Cyclone-separator proportions.

### Spesifikasi cyclone :

Efisiensi	=	85%
Kecepatan gas masuk	=	20 m/s
Jumlah putaran	=	4
Diamter cyclone	=	1.875 m
Tinggi cyclone	=	7.502 m

### 16. Scrubber J 543

Fungsi : Untuk memisahkan partikulat kristal dan uap air dengan udara

Bentuk : Silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah standard dished head

Bahan : Stainless steel SA-240 Grade M

Jumlah : 2 unit



Laju alir gas, $F_g$	:	2368.7303 kg/jam
Laju alir air, $F_l$	:	4330.3756 kg/jam
Temperatur gas masuk scrubber	:	33.9 °C
Temperatur air masuk scrubber	:	30 °C
Densitas gas masuk, $\rho_g$	:	1.15 kg/m <sup>3</sup>
(Geankoplis, Appendik A.3-3)		
Densitas air masuk, $\rho_l$	:	995.68 kg/m <sup>3</sup>
(Geankoplis, Appendik A.2-3)		
Viskositas gas, $\mu_g$	:	0.000018 kg/m.s
(Geankoplis, Appendik A.3-3)		
Viskositas air, $\mu_l$	:	0.0008007 kg/m.s
(Geankoplis, Appendik A.2-3)		
BM gas rata-rata	:	25.938 kg/mol
Volume gas, $V_g$	:	2059.7655 m <sup>3</sup> /jam = 1 m <sup>3</sup> /s

### Perhitungan Dimensi Tower

Menentukan nilai absis dan ordinat pada

fig. 6.34 pg. 195 Trevhal (1981)

$$\begin{aligned}
 \text{Nilai absis} &= \frac{L}{G} \left( \frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right)^{0.5} \\
 &= \frac{4330.3756}{2368.7303} \left( \frac{1.15}{995.7 - 1.15} \right)^{0.5} \\
 &= 0.062
 \end{aligned}$$

dimana pressure drop ditentukan 400 N/m<sup>2</sup>/m

$$\text{Nilai ordinat} = \frac{(G')^2 C_f \mu_l^{0.1} J}{\rho_g (\rho_l - \rho_g) g_c} = 0.07$$

Packing menggunakan ceramic rasching ring 33.25 mm.

Pemilihan bahan ceramic rasching ring dikarenakan dapat digunakan untuk semua jenis liquid dan konstruksinya sederhana. Untuk pemilihan ukuran 33.25 mm dikarenakan sesuai dengan volum gas rate 0.5 m<sup>3</sup>/s

Berdasarkan tabel 6.3 pg. 168 Treybal (1981) diperoleh data sbb:

Tebal dinding = 4.8 mm

$$C_f = 125$$

$$\epsilon = 0.74$$

$$a_p = 148 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$G' = \left( \frac{0,04 \times \rho_g \times (\rho_l - \rho_g) g_c}{C_f \times (\mu_l)^{0,1} \times 1,0} \right)^{0,5}$$

$$G' = \left( \frac{0.04}{125} \times \frac{1.15}{0.490170288} \times \frac{994.5}{1} \right)^{0.5} = 0.8641 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

$$\text{Laju alir gas, } F_g : 2368.730297 \text{ kg/jam}$$

$$: 0.657980638 \text{ kg/s}$$

$$\text{Luas penampang tower (A)} : \frac{F_g}{G'} = 0.761 \text{ m}^2$$

Menghitung diamter tower

$$D_t : \left( \frac{4A}{\pi} \right)^{0,5}$$

$$Dt : 0.9849 \text{ m} = 1 \text{ m} = 39.37 \text{ in}$$

Menghitung tinggi tower :

Berdasarkan Tabel 4.18 Ulrich (1984), rasio L/D = 5

$$Lt = 5 \times Dt$$

$$Lt = 5 \text{ m} = 16.2 \text{ ft} \quad (\text{dipilih 3 course @ 8ft})$$

### Menghitung Tebal Shell

$$\text{Joint efficiency, } E = 0.85$$

$$\text{Allowable stress} = 18750 \text{ psia}$$

$$Pop = \frac{\rho H}{144}$$

$$Pop = 0.43165 H$$

$$P_{\text{desain}} = 1.2 \times P_{\text{op}} =$$

$$= 0.52 H$$

$$Ri = 0.5 Dt$$

$$= 0.5 \text{ m} = 19.68 \text{ in}$$

$$C = 0.125 \text{ in}$$

Berdasarkan persamaan 13.1 pg. 254 Brownel (1959),  
tebal dinding tangki silinder dengan tekanan dalam ditentukan  
oleh persamaan berikut:

$$ts = \frac{P \times ri}{f \cdot E - 0.6 P} + C$$

Dimana:

$t_s$  = tebal shell (in)       $f$  = tekanan maksimum (psia)

$P$  = tekanan internal (psi)       $E$  = efisiensi pengelasan

$ri$  = jari – jari dalam (in)       $c$  = faktor korosi

Ketebalan dinding shell :

$$ts = \frac{10.20}{15938 - 0.3107914 H} H + 0.125$$

### Course 1

$$H1 = 24$$

$$ts1 = 0.1404 \text{ in} = 0.1875 \text{ in}$$

Utk course 1, dipilih plate dengan ketebalan 3/16 in

### Course 2

$$H2 = 16$$

$$ts2 = 0.1352 \text{ in} = 0.1875 \text{ in}$$

Utk course 2, dipilih plate dengan ketebalan 3/16 in

### Course 3

$$H3 = 8$$

$$ts3 = 0.1301 \text{ in} = 0.1875 \text{ in}$$

Utk course 3, dipilih plate dengan ketebalan 3/16 in

Menentukan diameter luar tangki

$$\begin{aligned} (OD)s &= (ID)s + 2 \cdot ts \\ &= 39.37 + 0.375 = 39.75 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka digunakan OD standar 40 in

Berdasarkan tabel 5.7 pg. 91 Brownell (1959), pada OD standar 40 in dengan tebal shell 3/16 in. diperoleh harga:

$$r = 40 \text{ in}$$

$$icr = 2.5 \text{ in}$$

Karena  $icr > 6\% rc$ , maka digunakan persamaan

7.76 & 7.77 pg. 138 Brownell (1959),

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \left( \frac{rc}{icr} \right)^{0.5} \right)$$

dalam hal ini :  $\hat{W}$  = faktor intensifikasi stress

$$W = 1.75$$

$$t_h = \frac{P.rc.W}{2.f.E-0.2.P} + c$$

$$t_h = \frac{36.26}{31875 - 0.104 \frac{H}{H}} + 0.125$$

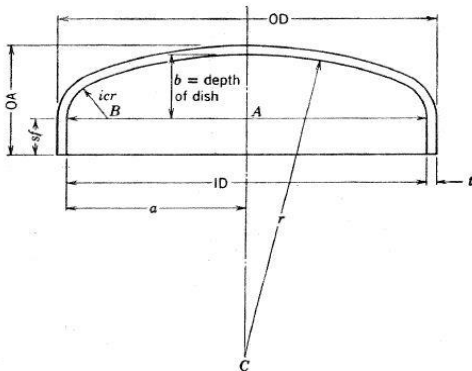
$$t_h = 0.1523 \text{ in} = 0.1875 \text{ in}$$

$$\text{Digunakan tebal head standar : } \frac{3}{16} \text{ in} = 0.188 \text{ in}$$

Menghitung tinggi head

$$ID = 39.37 \text{ in}$$

$$OD = 39.745 \text{ in}$$



Berdasarkan penentuan dimensi *dished head*

pg. 87 Brownell (1959) diperoleh harga:

$$a = 0.5 ID = 19.685 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 37.5 \text{ in}$$

$$AB = (0.5 ID) - icr = 17.19 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AC &= ((BC)^2 - (AB)^2)^{0.5} &= 33.33 \text{ in} \\ b &= r - ((BC)^2 - (AB)^2)^{0.5} &= 6.669 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 pg. 88 Brownell (1959), untuk tebal head 3/16 in diperoleh harga sf = 1 ½ - 2. Maka dipilih harga sf = 2

$$\begin{aligned} Hh &= th + b + sf \\ &= 9 \text{ in} = 0.224966449 \text{ m} \end{aligned}$$

### Spesifikasi Scrubber :

Bentuk : silinder vertikal dengan tutup atas dan bawah standart dishead head

Jumlah : 2 buah

Tower

Luas penampang : 0.761471673 m<sup>2</sup>

Diameter : 1 m

Tinggi : 5 m

Tebal Shell

Couse 1 : 3/16 in

course 2 : 3/16 in

course 3 : 3/16 in

Diameter dalam : 39.37 in

Diameter luar : 39.745 in

Tebal head : 0.1875 in

Tinggi head : 9 in

### 17. Clarifier

Fungsi : Untuk menampung cairan hasil scrubber yang masih mengandung kristal aluminium sulfat, dan

akan dikembalikan ke mixer

Untuk mencari densitas campuran dan viskositas campuran dari bahan (feed masuk) dilakukan menggunakan software aspen plus dengan menginputkan data komponen murni pada suhu 33°C

Komponen	massa (kg)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	V (m <sup>3</sup> )
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	11.381063	5001.25	0.002276
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.0002999	5127.56	5.85E-08
SiO <sub>2</sub>	0.0004024	2647.55	1.52E-07
CaO	0.0030156	3297.63	9.14E-07
Na <sub>2</sub> O	0.0052761	2394.86	2.2E-06
H <sub>2</sub> O	7966.8277	991.662	8.033814
Total	7978.2178		8.036093

$$\begin{aligned}
 \text{Volume larutan} &= 8.036092652 \text{ m}^3 \\
 \rho \text{ campuran} &= 992.7981351 \text{ kg/m}^3 \\
 \mu \text{ campuran} &= 0.00077024 \text{ kg/m.s} \\
 \text{Banyak tangki} &= 1 \text{ buah} \\
 \text{Volume larutan} &= 0.8 \text{ Volume tangki} \\
 \text{Volume tangki} &= 10.04511582 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

### Menentukan dimensi tangki :

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standard dished head dan bawah berbentuk conical 120°

$$\text{Dimensi tinggi silinder/diameter bejana (Ls/Di)} = 0.75$$

(Brownell & Young hal 41) :

$$\begin{aligned}
 \text{Volume silinder} &= 0.25 \times \pi \times \text{Di}^2 \times \text{Ls} \\
 &= 0.25 \times \pi \times \text{Di}^2 \times 0.75 \text{ Di} \\
 &= 0.589 \text{ Di}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume tutup atas} = 0.0847 \quad \text{Di}^3$$

$$(V_{\text{dish}})$$

$$\text{Volume tutup bawah} = \frac{\pi \times \text{Di}^3}{24 \tan 1/2 \alpha} \quad (\text{Kusnarjo persamaan 2-4})$$

$$(V_{\text{conical}})$$

$$1/2 \alpha = 60^\circ$$

$$\text{tg } 1/2 \alpha = 1.732$$

$$\text{Volume tutup bawah} = 0.07553666 \quad \text{Di}^3$$

$$\text{Volume tangki} = \text{Volume silinder} + V_{\text{dish}} + V_{\text{conical}}$$

$$10.04511582 = 0.749 \quad \text{Di}^3$$

$$\text{Di} = 2.376 \quad \text{m}$$

$$\text{Di} = 93.54 \quad \text{in}$$

$$\text{OD standar diambil} = 96 \quad \text{in} = 2.438 \quad \text{m}$$

$$\text{Tinggi silinder (Ls)} = 0.75 \quad \times \quad \text{OD}$$

$$= 1.8288 \quad \text{m}$$

$$\text{Tinggi dish head (Lha)} = 0.169 \quad \times \quad \text{OD}$$

$$= 0.4120896 \quad \text{m}$$

(Kusnarjo, persamaan 2-9, hal 7)

$$\text{Tinggi Konis (Lhb)} = \frac{\text{OD}}{2 \times \tan 1/2 \alpha}$$

$$\text{Tinggi Konis (Lhb)} = 0.703905448 \quad \text{m}$$

$$\text{VL dalam silinder} = \text{VL} - V_{\text{dish}}$$

$$= 6.900129417 \quad \text{m}^3$$

$$\text{Tinggi larutan dalam silinder (L}_{\text{Ls}}) = \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 \times \text{OD}^2}$$

$$= 1.478351411 \quad \text{m}$$

$$\text{Tinggi larutan dalam tangki (L}_{\text{Ltotal}}) = L_{\text{Ls}} + L_{\text{ha}}$$



$$= 2.18225686 \text{ m}$$

### Menentukan tekanan desain (Pd)

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah tekanan parsial bahan

$$P \text{ operasi} = 14.7 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} P \text{ bahan} &= \rho_{\text{bahan}} \times g \times L_{\text{total}} \\ &= 992.8 \times 9.8 \times 2.182 \\ &= 21232.097 \text{ N/m}^2 \\ &= 3.079 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P \text{ desain} &= 1.05 \times P \text{ total} \\ &= 3.233 \text{ psi} \end{aligned}$$

### Menentukan ketebalan silinder

Digunakan bahan yang terbuat dari stainless steel dengan spesifikasi :

Type 316, grade M (SA-240)

(Appendiks D, Brownell & Young, p:342)

$$f = 18750 \text{ psi}$$

$$E = 0.8 \text{ (double welded butt joint)}$$

$$C = 0.125 \text{ in}$$

$$t_{\text{silinder}} = \frac{P_d \times OD}{2 \times (f \cdot E + 0.4 P_d)} + C$$

$$t_{\text{silinder}} = 0.1353461 \text{ in}$$

$$t_{\text{silinder standart diambil}} = 0.1875 \text{ in} = 0.005 \text{ m}$$

$$OD = ID + 2 t_{\text{silinder}}$$

$$ID = OD - 2 t_{\text{silinder}}$$

$$ID = 95.625 \text{ in}$$

### Menentukan ketebalan tutup atas (dished head)

Berdasarkan tabel 5.7 pg. 91 Brownell (1959),  
pada OD standar 96 in, maka didapatkan :

$$OD = 96 \text{ in}$$

$$r = 96$$

$$icr = 5.875$$

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times Pd \times r}{(fE - 0.1 Pd)} + C$$

$$t_{ha} = 0.134157298 \text{ in}$$

(Brownell & Young hal 258)

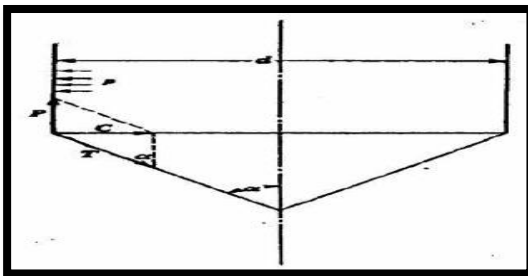
tebal dish head yang akan diambil :  $0.188 \text{ in} = 0.005 \text{ m}$

(Brownell & Young, Table 5.6. p:88)

$$sf = 2 \text{ in} = 0.051 \text{ m}$$

### Menentukan dimensi tutup bawah (conical)

$$\text{Tinggi tutup bawah} = 120^0$$



$$t_{hb} = \frac{Pd \times OD}{2 \cos \alpha (fE - 0.6p)} + C$$

(Brownell & Young Hal 118)

$$0.5 \alpha = 60^0$$

$$\cos 0.5 \alpha = 0.5$$

$$t_{hb} = 0.1457 \text{ in}$$

$$\text{Tebal conical head yang akan diambil} : \begin{array}{l} 0.1875 \text{ in} \\ 0.004763 \text{ m} \end{array}$$

(Brownell & Young, Table 5.7. p:88)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki } (L_T) &= L_{ha} + L_{hb} + L_s + 2sf \\ &= 3 \text{ m} \end{aligned}$$

### Perhitungan diameter nozzle

inlet dan outlet nozzle sama

Asumsi aliran turbulen

$$Q_f = 8.0361 \text{ m}^3/\text{jam} = 0.079 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = 992.8 \text{ kg/m}^3 = 61.98$$

$$\begin{aligned} D_{i \text{ opt}} &= 3.9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\ &= 2.1260202 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Geankoplis Appendix A.5.1, 4<sup>th</sup> edition, p:996 ;

Nominal size: 2.5 in sch 40

Didapat :

$$OD: 2.875 \text{ in} = 0.073025 \text{ m}$$

$$ID: 2.469 \text{ in} = 0.0627126 \text{ m}$$

$$A: 0.0333 \text{ ft}^2 = 0.003089764 \text{ m}^2$$

Cek jenis aliran

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan aliran } (v) &= \frac{Q}{A} \\ &= 2600.8759 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

$$N_{re} = \frac{\rho \times D \times v}{\mu}$$

$$= 649582.96 \text{ (memenuhi)}$$

$N_{re} > 2100$ , maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar.  
 Sehingga ukuran nozzle keluar clarifier dipilih 8 in sch 40

### Pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis flat six blade turbine with disk

Jumlah baffle 4 buah

(Geometric properties for a standart agitation system)

$$D_a/D_t = 0.5 \quad \longrightarrow \quad D_a = 1.219 \text{ m}$$

$$D_a/W = 5 \quad \longrightarrow \quad W = 0.244 \text{ m}$$

$$L_a/D_a = 0.25 \quad \longrightarrow \quad L_a = 0.305 \text{ m}$$

$$C/D_t = 0.333 \quad \longrightarrow \quad C = 0.813 \text{ m}$$

$$D_t/J = 12 \quad \longrightarrow \quad J = 0.203 \text{ m}$$

$$N = 25 \text{ rpm} \quad = \quad 0.417 \text{ rps}$$

Dimana :

$D_a$  = diameter agitator

$D_t$  = diameter tangki

$W$  = lebar pengaduk

$L$  = panjang daun pengaduk

$C$  = jarak pengaduk dari dasar tangki

$J$  = lebar baffle

$N$  = kecepatan putar

$$N_{re} = \frac{D_a^2 \times N \times \rho}{\mu}$$

$$= 798313.6413$$

$$N_p = 5 \quad (\text{Geankoplis, Figure 3.4-5. p:159})$$

$$P = N_p \times \rho \times N^3 \times D_a^5$$

$$= 967.3240865 \text{ J/s} = 0.9673241 \text{ KW}$$

$$1.2972027 \text{ hp}$$

Daya motor (Pi) :

$$\eta_{\text{motor}} = 80 \% = 0.8$$

$$P_i = \frac{P}{\eta} = 2 \text{ hp}$$

Jadi digunakan daya motor = 5 hp

### **Spesifikasi clarifier :**

Nama alat = Clarifier

Fungsi = Untuk menampung cairan hasil scrubber yang masih mengandung kristal aluminium sulfat, dan akan dikembalikan ke mixer

Bentuk = Silinder dengan tutup atas berbentuk *standard dished head* dan tutup bawah berbentuk conical 120°

Pengelasan = *Double welded butt joint*

Bahan = *Stainless steel , type 316, grade M (SA-240)*

Jumlah = 1 buah

$P_{\text{desain}}$  = 3.233

Diameter dalam tangki (ID) = 2.376

Diameter luar tangki (OD) = 2.438

Tinggi liquid dalam silinder ( $L_{Ls}$ ) = 1.478 m

Tinggi liquid dalam tangki ( $LL_{\text{total}}$ ) = 2.182 m

Tinggi silinder ( $L_s$ ) = 1.829 m

Tinggi tutup atas ( $L_{ha}$ ) = 0.412 m

Tinggi tutup bawah ( $L_{hb}$ ) = 0.704 m

Tinggi tangki ( $L_t$ ) = 3.046 m

Tebal	silinder	(Ts)	=	0.004763
Tebal	tutup atas	(Tha)	=	0.004763
Tebal	tutup bawah	(Thb)	=	0.004763

Pengaduk

Type	=	Flat six blade turbine with disk	
Jumlah	=	1 buah	
Power	=	1.297 Hp	
Diameter	pengaduk	(Ds)	= 1.219 m
Panjang	Pengaduk	(Ls)	= 0.305
Lebar	Pengaduk	(W)	= 0.244
Jarak dari	dasar	C	0.813
Kecepatan	putar	(N)	0.417 rps

**19. Silo penyimpanan Produk (F-531)**

Fungsi : Untuk menampung dan menyimpan aluminium sulfat yang dihasilkan

Type : Silinder tegak tutup atas datar dan tutup bawah konis

Kondisi Operasi :

Tekanan	:	1 atm
Temperatur	:	40 °C
Rate mass	:	5050.505052 kg/jam
Jangka waktu	:	30 hari
Bahan konstruksi	:	Stainless steel SA-240 Grade M

Untuk mencari densitas campuran dari bahan (feed masuk) dilakukan menggunakan software aspen plus dengan menginputkan data komponen murni pada suhu 40°C

Komponen	massa (kg)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	V (m <sup>3</sup> )
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O	5041.4453	4949.78	1.018519
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.1328001	5099.39	2.6E-05
SiO <sub>2</sub>	0.1329023	2646.86	5.02E-05
CaO	0.2680106	3297.63	8.13E-05
Na <sub>2</sub> O	3.4502869	2394.86	0.001441
H <sub>2</sub> O	5.0757322	988.818	0.005133
Total	5050.5051		1.02525

$$\rho \text{ campuran} = 4926 \text{ kg/m}^3 = 307.5349 \text{ lbm/ft}^3$$

Massa total campuran untuk 7 hari menjadi :

$$Q = 5050.5051 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24 \text{ jam} \times 30 \text{ hari}$$

$$Q = 3636363.6 \text{ kg/hari} = 8016851.4 \text{ lbm}$$

Asumsi volume rongga sebesar 50% volume total,  
sehingga volume bulk = 2 x volume padatan

$$\begin{aligned} \text{Densitas bulk} &= 50\% \text{ densitas padatan} \\ &= 0.5 \times 307.53494 = \\ &153.76747 \text{ lbm/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume padatan} = \frac{8016851.424 \text{ lbm}}{153.76747 \text{ lbm/ft}^3} = 52136 \text{ ft}^3$$

Asumsi volume padatan = 90% volume silo

$$\text{Volume silo} = 57929 \text{ ft}^3$$

### Menentukan dimensi Silo

Perhitungan spesifikasi berdsarkan persamaan  
pada Brownell & Young

$$\text{Ditetapkan ratio dimensi H/D} = 2$$

$$Sf = 2 \text{ in} = 0.167 \text{ ft}$$

$$\alpha = 30^0$$

$$\text{tg } \alpha = 0.5774$$

Volume silo = Volume tutup bawah + Volume silinder

$$= \frac{1}{3} \times \frac{1}{4} \times \pi \times Di^2 \times \frac{Di}{2 \text{ tg } \alpha} + \frac{1}{4} \pi \times Di^2 \times H + \frac{1}{4} \pi \times Di^2 \times Sf$$

$$57929.11 = 0.227 \text{ Di}^3 + 1.57 \text{ Di}^3 + 0.131 \text{ Di}^2$$

$$57929.11 = 0.131 \text{ Di}^2 + 1.797 \text{ Di}^3$$

$$Di = 32 \text{ ft} = 381.64927 \text{ in}$$

$$H = 64 \text{ ft}$$

jika 1 course berukuran 8 ft, maka banyak course yang diperlukan adalah 8 buah, sehingga tinggi silinder (H) menjadi 64 ft ditetapkan diameter silo sebesar 64 ft

(Appendiks E. Brownnell and Youg)

### Menentukan tinggi padatan pada bagian silinder (L)

Volume padatan = Volume padatan pada silinder +  
volume padatan pada tutup bawah

$$= \frac{1}{3} \times \frac{1}{4} \times \pi \times Di^2 \times \frac{Di}{2 \text{ tg } \alpha} + \frac{1}{4} \pi \times Di^2 \times L$$

$$52136.199 = 7290.018159 + 794.0284 \text{ L}$$

$$44846.181 = 794.028409 \text{ L}$$

$$L = 56 \text{ ft}$$

### Tebal tutup atas

Tebal tutup atas yang digunakan berbentuk flat head

Bahan yang digunakan Stainless steel SA-240 Grade M

$$f \text{ allowance} = 18750 \text{ psi}$$

$$E = 0.8$$

$$\text{Faktor korosi } c = 0.125 \text{ in}$$



$$S_f = 2 \text{ in}$$

$$C = 0.162 \quad (\text{Brownell and Young, fig 13.8})$$

$$P_{op} = 1 \text{ atm}$$

$$P_{lingkungan} = 1 \text{ atm} = 14.7 \text{ psi}$$

Perhitungan berdasarkan internal pressure

$$P_{desain} = 1.05 P_{op}$$

$$= 15.43 \text{ psi}$$

$$t_{head} = D_i \times ((C \times (P_{des} / f.E))^{0.5}) + c$$

$$t_{head} = 5.0518636 \text{ in}$$

$$= \frac{3}{16} \text{ in} = 0.1875 \text{ in}$$

### Tebal shell silinder

Perhitungan berdasarkan McCabe

$$\sin \alpha_m = \frac{1 - K'}{1 + K'} \quad \text{dan} \quad K' = \frac{1 - \sin \alpha_m}{1 + \sin \alpha_m} \quad (\text{McCabe.5th, page : 938})$$

Dimana :

$$\alpha_m = \text{sudut gesek bagian dalam pada bahan } (15^0\text{-}30^0)$$

$$K' = \text{rasio dari tekanan normal bahan terhadap tekanan atmosfer} \\ (0.35\text{-}0.6)$$

Maka ditentukan

$$\alpha_m = 30^0$$

$$K' = 0.6$$

Tekanan vertikal pada bagian dasar silo mengikuti persamaan Jansen sebagai berikut :

$$P_v = \frac{r \rho_b \left( \frac{g}{gc} \right)}{2 \mu' K'} \left( 1 - e^{-2 \mu' K' Z_T / r} \right)$$

dimana :

Pv = Tekanan vertikal pada dasar *silo* (psi)

ρb = bulk density material (lbm/ft<sup>3</sup>)

= 153.76747 lbm/ft<sup>3</sup>

μ' = Koefisien friksi (0,35 – 0,55) diambil 0.5

r = jari-jari silo (ft)

= 15.902 ft = 190.82464 in

Zt = 64 ft

$$P_v = \frac{15.902 \text{ ft} \times 153.8 \text{ lbm/ft}^3 \times 1 \text{ lbf/lbm}}{2 \times 0.5 \times 0.6} \times 1 - e^{-2}$$

$$P_v = 4000.721 \text{ lbf/ft}^2 = 27.78 \text{ lbf/in}^2$$

$$= 27.783 \text{ psia} = 1.8904998 \text{ atm}$$

Tekanan lateral pada silo :

$$P_L = K' \times P_v$$

$$= 16.67 \text{ psia}$$

$$P_{\text{desain}} = 1.05 \times (P_{\text{op}} + P_L)$$

$$P_{\text{desain}} = 32.93 \text{ psia}$$

**Menentukan tebal shell silinder**

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 P} + C$$

(Brownell, Young, 1959, Pers. 13.1, hal. 254)

$$t_{\text{shell}} = 0.5445 \text{ in}$$

$$\text{diambil tebal shell standart } \frac{5}{16} = 0.313 \text{ in}$$

### Tebal Tutup Bawah

Tutup bawah yang digunakan berbentuk konis dengan sudut puncak

$$60^{\circ}$$

$$\alpha = 0.5 \times 60 = 30^{\circ}$$

$$h_{tB} = h_{\text{tutup bawah}} - h_{op} = \frac{Di}{2 \operatorname{tg} \alpha} - \frac{dop}{2 \operatorname{tg} \alpha}$$

$$\text{ditetapkan diamter bukaan} = dop = 0.5 \text{ m} = 1.64 \text{ ft}$$

$$\operatorname{tg} \alpha = 0.5774$$

$$\cos \alpha = 0.866$$

$$h_{tB} = 26.123 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} Z_t &= H + h_{tB} \\ &= 89.731 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$P_v = \frac{r \rho_b \left( \frac{g}{gc} \right)}{2 \mu' K'} \left( 1 - e^{-2 \mu' K' Z_T / r} \right)$$

$$\begin{aligned} P_v &= \frac{15.902 \text{ ft} \times 153.8 \text{ lbm/ft}^3 \times 1 \text{ lbf/lbm}}{2 \times 0.5 \times 0.6} \times 1 - e^{-3} \\ &= 4000.721 \text{ lbf/ft}^2 = 27.78 \text{ lbf/in}^2 \\ 27.783 \text{ psia} &= 1.8904998 \text{ atm} \end{aligned}$$

Tekanan lateral pada silo

$$P_L = K' \times P_v$$

$$= 16.67 \text{ psia}$$

$$P = (P_v - P_L) \cos^2 \alpha + P_L$$

$$= 36.118 \text{ psia}$$

$$P_{\text{desain}} = 1.05 \times (P_{op} + P)$$

$$= 53.354 \text{ psia}$$

### Menentukan tebal conical head

$$t_c = \frac{P.D}{2 \cos \alpha (f.E - 0,6P)} + C$$

$$t_c = 0.9104 \text{ in}$$

(Brownell, Young, 1959, Pers. 6.154, hal. 118)

diambil tebal conical head standart  $7/16 \text{ in} = 0.438 \text{ in}$

**Tinggi total silo = Tinggi tutup bawah + Tinggi shell**

$$\text{Tinggi total silo} = 80 \text{ ft} = 24.42 \text{ m}$$

### Spesifikasi Silo Penyimpanan Produk (F-531)

Tipe	:	Silinder tegak dengan atas berbentuk datar dan tutup bawah konis
kapasitas	:	3636363.6 kg/hari
waktu penyimpanan	:	30 hari
bahan konstruksi	:	Stainless steel SA-240 Grade M
jumlah	:	1 buah
Di	:	31.804106 ft = 10 m
H	:	63.608212 ft = 19 m
Tinggi tutup bawah	:	26.122536 ft = 8 m
Tinggi total silo	:	80.122536 ft = 24 m
Tebal silinder	:	0.3125 in
Tebal tutup atas	:	0.1875 in
Tebal tutup bawah	:	0.4375 in

### 20. Crystallizer

Fungsi : Sebagai tempat pembentukan kristal  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$ ,

Tipe : Crystallizer pan dengan tutup bawah berbentuk standart dishead head

Kondisi operasi :

$$\text{tekanan} : 1 \text{ atm} = 14.696 \text{ psia}$$

Temperatur : 85 °C  
 Waktu tinggal : 1 jam  
 Faktor kelonggaran : 20 %

**Data pada crystallizer :**

Untuk mencari densitas campuran dari feed masuk dilakukan menggunakan software aspen plus dengan menginputkan data komponen murni pada suhu 85°C

Komponen	Massa (kg)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	V (m <sup>3</sup> /jam)
Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	4595.2377	2360.47	1.946746934
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0.1348	4918.3	2.74076E-05
H <sub>2</sub> O	6892.8566	966.071	7.134937912
SiO <sub>2</sub>	0.1349	2642.47	5.10517E-05
CaO	0.2720	3297.63	8.24969E-05
Na <sub>2</sub> O	3.5022	2394.86	0.001462388
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> sisa	375.8168	1770.63	9.083308191

Total 11867.9551 9.083308191

Laju umpan masuk : 11867.9551 kg/jam

Densitas campuran : 1306.5675 kg/m<sup>3</sup>

Untuk mencari densitas campuran dari (feed masuk) dilakukan menggunakan software aspen plus dengan menginputkan data komponen feed masuk pada suhu 85°C maka didapat :

Viskositas campuran : 0.0003099 kg/m.s

**Volume crystallizer**

$$\text{Volume larutan} = \frac{11867.9551 \text{ kg/jam} \times 1 \text{ jam}}{1306.567484 \text{ kg/m}^3}$$

$$\text{Volume larutan} = 9.083308191 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume crystallizer} = 1.2 \times \text{Volume larutan}$$

$$= 10.89996983 \text{ m}^3$$

$$= 384.9288048 \text{ ft}^3$$

**Menentukan diameter dalam tangki (ID)**

Volume *torispherical head* (Vh)

$$V_h = 0.000049 \text{ Di}^3 \quad (\text{Brownell \& Young, 88})$$

Keterangan : Vh = Volume *torispherical head*

Di = *inside diameter*

$$L/D = 1.5 \quad (\text{Buku Desain Bejana hal 49})$$

$$V_s = \frac{\pi D^2}{4} \cdot L + 2 \cdot V_h$$

$$V_s = \frac{3.14 \times 1.5 \text{ D}^3}{4} + 2 \times 0.000049 \text{ Di}^3$$

$$384.9288 = 1.177598 \text{ Di}^3$$

$$\text{Di} = 6.8885495 \text{ ft}$$

$$H = 1.5 \text{ Di}$$

$$= 10.33 \text{ ft}$$

$$= 16 \text{ ft} \quad (\text{dipilih 2 course @ 8 ft})$$

Menghitung tebal dan panjang *shell course* ,

Tebal shell course dapat dihitung dengan menggunakan persamaan (Brownell & Young)

Berdasarkan *circumferential stress* ,

$$t = \frac{p \times d}{2 \times f \times E} + c$$

$$t = \text{Thickness of shell (in)} \quad \text{in}$$

$$p = \text{Internal pressure (psi)} \quad \text{psi}$$

- $d$  = Inside diameter (in)                      in  
 $f$  = Allowable stress (psi)                      psi  
 $E$  = Joint efficiency  
 $c$  = Corrosion allowance (in)

$$\begin{aligned}
 Di &= 6.8885 \text{ ft} \\
 &= 82.663 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$Pop = \frac{\rho H}{144}$$

$$Pop = 81.566 \frac{H}{144}$$

$$\begin{aligned}
 Pdes &= 1.2 \text{ Pop} \\
 &= 0.6797 H
 \end{aligned}$$

Untuk pengelasan, digunakan *double-welded butt joint*,  
 bahan konstruksi shell : Stainless steel SA-240 Grade M  
 dengan spesifikasi sebagai berikut,

$$\begin{aligned}
 E &= 80\% && (\text{Brownell \& Young, page 25}) \\
 c &= 0.125 \\
 f &= 18750 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Sehingga tebal shell dapat dihitung :

$$\begin{aligned}
 t_{sh} &= \frac{Pdes \times d}{2 \times f \times E} + c \\
 &= \frac{0.6797 H \times 83}{30000} + 0.125 \\
 &= 0.0018729 H + 0.125
 \end{aligned}$$

### Course 1

$$t_1 = 0.0018729 H_1 + 0.125$$

$$= 0.1549666 \text{ in}$$

Utk course 1, dipilih plate dengan ketebalan = 0.155 in

$$= \frac{3}{16} \text{ in}$$

$$= 0.1875 \text{ in}$$

### Course 2

$$H_2 = 8 \text{ ft}$$

$$t^2 = 0.0018729 H_2 + 0.125$$

$$= 0.1399833 \text{ in}$$

Utk course 1, dipilih plate dengan ketebalan = 0.14 in

$$= \frac{3}{16} \text{ in}$$

### Menentukan tebal head tangki bawah

$$(OD)_s = (ID)_s + 2.t_s$$

$$= 83.04 \text{ in} = 84 \text{ in}$$

Digunakan OD standar 84 in, dengan tebal shell 3/16 in  
dari tabel 5.7 Brownell & Young hal 91,

$$r_c = 84$$

$$i_{cr} = 5.125$$

Berdasarkan Persamaan 7.76 & 7.77, Brownell & Young hal 138

$$W = \frac{1}{4} \left( 3 + \left( \frac{r_c}{i_{cr}} \right)^{0.5} \right) \quad W = \text{faktor intensifikasi stress}$$

$$W = 2$$



$$P = P_{des} = 0.68 \quad H$$

$$= 10.88 \quad \text{psi}$$

$$t_h = \frac{P_{rc} \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0.2 \cdot P} + c$$

$$t_h = 0.18 \text{ in} = 0.1875$$

Digunakan tebal head standart : 3/16 in

### Menghitung tinggi head tangki bawah

$$ID = 82.66 \text{ in}$$

$$OD = 84 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell & Young hal 87 diperoleh harga :

$$a = \frac{ID}{2} = \frac{82.66259408}{2} = 41.3313 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 84 - 5 = 79 \text{ in}$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr = 41.331297 - 5.125$$

$$= 36 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 70.07403 \text{ in}$$

$$b = rc - AC = 84 - 70.07$$

$$= 13.93$$

Dari tabel 5-6 Brownell & Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in

diperoleh harga sf = 1 ½ - 2

Maka:

$$Hh = t_h + b + sf$$

$$= 0.19 + 13.93 + 2$$

$$= 16.11 \text{ in} = 0.41 \text{ m}$$

### Spesifikasi crystallizer :

Tipe : Crystallizer pan dengan tutup bawah berbentuk

standart dishead head

Jumlah	:	1 buah		
Bahan kontruksi	:	Stainleess steel SA-240 Grade M		
waktu tinggal	:	1 jam		
Diameter crystallizer	:	6.9 ft	=	2.1 m
Tinggi crystallizer	:	16 ft	=	4.877 m
Tebal shell per course				
Course 1	:	3/16 in		
Course 2	:	3/16 in		
Tebal head bawah	:	3/16 in		
Tinggi head bawah	:	0.41 m		

## 21. Hot well

Fungsi : untuk menampung kondensat dari barometrik kondenser dan steam jet ejector

Jumlah : 1 buah

Perhitungan :

Total aliran masuk	=	5991.376 kg/jam
Densitas aliran	=	958.38 kg/m <sup>3</sup>
Rate volumetrik	=	6.2515662 m <sup>3</sup> /jam
waktu tinggal	=	1 jam
volume air kondensat	=	6.2515662 m <sup>3</sup>
asumsi bak terisi	=	80% dari volume total
Volume bak	=	7.8144577 m <sup>3</sup>

Hot well berbentuk vertical hot well dengan perbandingan :

$$\begin{array}{lcl} p & : & 1 & : & t \\ 1 & : & 2 & : & 1 \end{array}$$

Volume bak	=	$p \times l \times t$
Volume bak	=	$t \times 2t \times t$
Volume bak	=	$2 t^3$
7.814457705	=	$2 t^3$
t	=	$1.575 m^3$
p	=	$1.575 m^3$
l	=	$3.15 m^3$

### Spesifikasi Hot well :

Fungsi : menampung kondensat dari barometrik kondenser dan steam jet ejector

Bentuk : vertical hot well berbentuk persegi

## Appendiks C - Perhitungan Spesifikasi Alat

Bahan	:	Stainleess steel SA-240 Grade M
Jumlah	:	1 buah
panjang	:	1.575 m <sup>3</sup>
lebar	:	3.15 m <sup>3</sup>
tinggi	:	1.575 m <sup>3</sup>
Volume	:	7.8144577 m <sup>3</sup>

## BIODATA PENULIS

### Penulis I



Penulis dilahirkan di Surabaya, 30 Oktober 1996, merupakan anak pertama dari 2 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu di TK SDN Gading 1 , SMPN 2, SMAN 19 Surabaya

Setelah lulus dari SMA Negeri 19 Surabaya 2014, penulis mengikuti ujian masuk program Diploma III ITS dan diterima di jurusan D-III Teknik Kimia, Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas Vokasi ITS. Terdaftar dengan NRP 2314030027.

Di jurusan D-III Teknik Kimia penulis mengambil judul Tugas Akhir tentang “Pabrik Aluminium Sulfat  $[Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O]$  dari Aluminium Hidroksida  $[Al(OH)_3]$  dan Asam Sulfat dengan Menggunakan Proses Giulini”. Penulis sempat mengikuti beberapa pelatihan seperti : LKMM Pra TD dan LKMM TD, serta pelatihan-pelatihan lain yang diadakan oleh Jurusan D-III Teknik Kimia FTI-ITS. Penulis juga merupakan anggota Himpunan Mahasiswa D-III Teknik Kimia ITS (HIMA D3KKIM) sebagai anggota bidang Keprofesian dan Keilmiahan.

## Penulis II



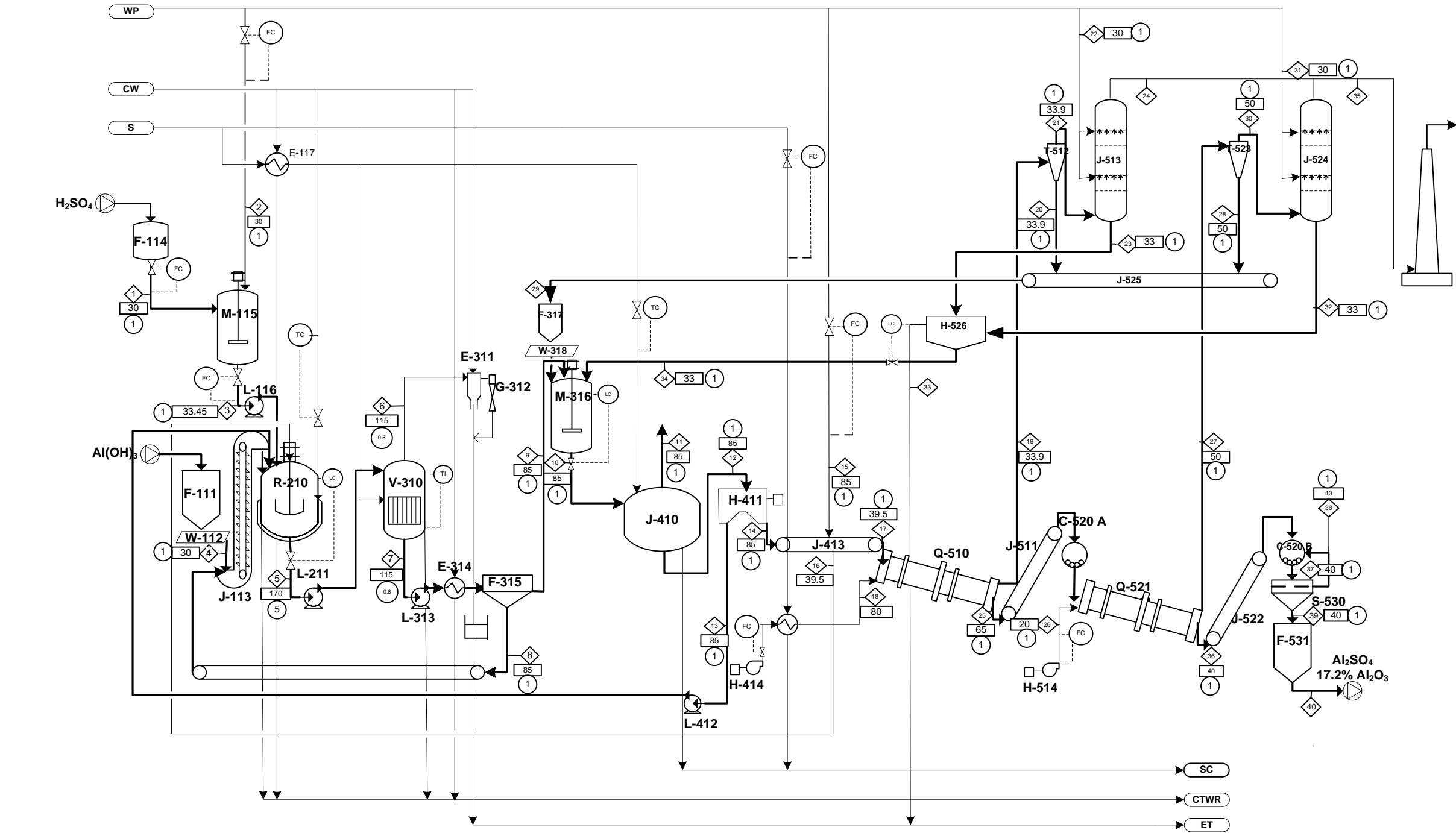
Penulis dilahirkan di Sidoarjo, 15 November 1995, merupakan anak bungsu dari 3 bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu di TK Darma Wanita Pesawahan, SDN Pesawahan, SMP Negeri 1 Porong dan SMA Negeri 1 Krembung.

Setelah lulus dari SMA Negeri 1 Krembung 2014, penulis mengikuti ujian masuk program Diploma III ITS dan diterima di program studi D-III Teknik Kimia, Departemen Teknik Kimia Industri, Fakultas

Vokasi ITS. Terdaftar dengan NRP 2314030063.

Penulis mengambil judul Tugas Akhir tentang “Pabrik Aluminium Sulfat [ $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14\text{H}_2\text{O}$ ] dari Aluminium Hidroksida [ $\text{Al}(\text{OH})_3$ ] dan Asam Sulfat dengan Menggunakan Proses Giulini”. Penulis sempat mengikuti beberapa pelatihan seperti : LKMM Pra TD dan LKMM TD, serta pelatihan-pelatihan lain yang diadakan oleh Jurusan D-III Teknik Kimia FTI-ITS. Penulis juga merupakan anggota Himpunan Mahasiswa D-III Teknik Kimia ITS (HIMA D3KKIM) sebagai anggota bidang Keprofesian dan Keilmiah.

PABRIK ALUMINIUM SULFAT [Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>.14H<sub>2</sub>O] DARI ALUMINIUM HIDROKSIDA [Al(OH)<sub>3</sub>] DAN ASAM SULFAT [H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>] DENGAN MENGGUNAKAN PROSES GIULINI

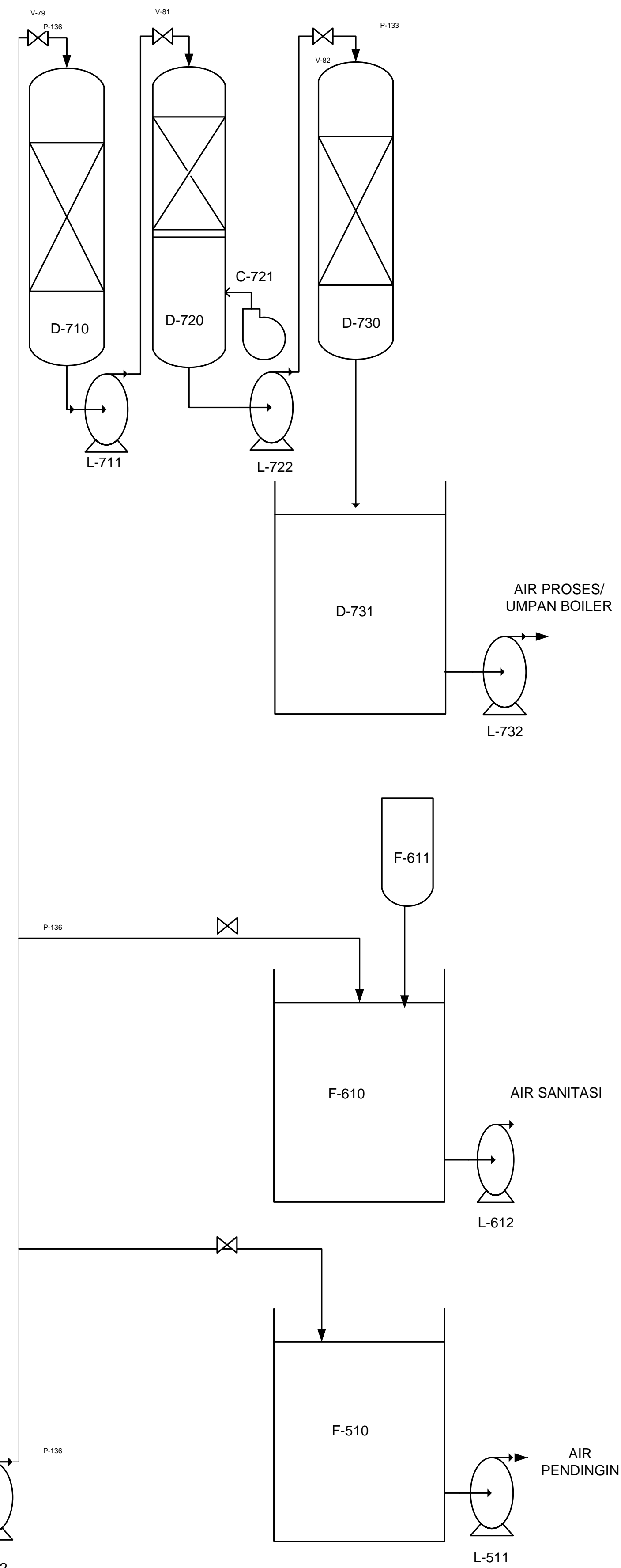



LI	LEVEL INDIKATOR
S	STEAM
SC	STEAM CONDENSAT
CW	COOLING WATER
WP	WATER PROSES
CTWR	COOLING WATER RETURN
FC	FLOW CONTROLLER
TC	TEMPERATUR CONTROLLER
LC	LEVEL CONTROLLER
ATM	TEKANAN (ATM)
TEMP	TEM-PERATUR
AL	NOMOR ALIRAN
SIMBOL	KETERANGAN

37	F-531	HOPPER PRODUCT	1
36	S-530	SCREEN	1
35	H-516	CLARIFIER	1
34	J-525	BELT CONVEYOR	1
33	J-524	SCRUBBER	1
32	T-523	CYCLONE	1
31	J-522	BELT CONVEYOR	1
30	Q-521	ROTARY COOLING	1
29	C-520	BALL MILL	2
28	H-514	COOL AIR BLOWER	1
27	J-513	SCRUBBER	1
26	T-512	CYCLONE	1
25	J-511	BELT CONVEYOR	1
24	Q-510	ROTARY DRYER	1
23	H-414	HOT AIR BLOWER	1
22	J-413	RESIDU WASHING CENTRIFUGE	1
21	L-412	RECYCLE PUMP	1
20	H-411	CENTRIFUGE	1
19	J-410	CRYSTALLIZER	1
18	W-318	SEED ALUMINIUM SULFATE WEIGHER	1
17	F-317	SEED ALUMINIUM SULFATE BIN	1
16	M-316	ALUMINIUM SULFATE MIXER	1
15	F-315	Al(OH) <sub>3</sub> FILTER	1
14	E-314	COOLER	1
13	L-313	ALUMINIUM SULFATE PUMP	1
12	G-312	STEAM JET EJECTOR	1
11	E-311	BAROMETRIC CONDENSOR	1
10	V-310	EVAPORATOR	1
9	L-211	ALUMINIUM SULFATE SOLUTION PUMP	1
8	R-210	REAKTOR	1
7	E-117	COOLER	1
6	L-116	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> SOLUTION PUMP	1
5	M-115	MIXER H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1
4	F-114	H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> TANK	1
3	J-113	BUCKET CONVEYOR	1
2	W-112	WEIGHER	1
1	F-111	SILU Al(OH) <sub>3</sub>	1
NO	KODE	NAMA ALAT	JML

KETERANGAN	
FLOW SHEET	
PABRIK ALUMINIUM SULFAT [Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> .14H <sub>2</sub> O] DARI ALUMINIUM HIDROKSIDA [Al(OH) <sub>3</sub> ] DAN ASAM SULFAT [H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ] DENGAN MENGGUNAKAN PROSES GIULINI	
DISUSUN OLEH :	DOSEN PEMBIMBING :
1 OKTAVIA SAFITRI 2314 030 027	Dr. Ir. NINIEK FAJAR P. M. ENG
2 AYUK MASTURIYAH 2314 030 063	NIP 19630805 198903 2 002
PROGRAM STUDI D - 3 TEKNIK KIMIA JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER SURABAYA	

STREAM NO.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36
STREAM NAME	Sulphuric Acid 98%	Water Process	Sulphuric Acid 66%	Aluminium Hydroxide	Slurry Aluminium Sulphate	Hot Al.Sulphate Viscous	Cool Al.Sulphate Viscous	Al Hydroxide recycle to reaktor	Hight purity Al.Sulphate	Al.Sulphate Suspense	Water Evaporation	Slurry Crystal Al.Sulphate	Mother Liquor	Al.Sulphate Moist	Wash Water	Liquor to reaktor	Crystal Al. Sulphate Moist	Hot Air	Dust Al. Sulphate	Dust to conveyor	Dust Al. scrubber	Scrubbing Water	Liquor to tank	Gas to stuck	Hot Crystal Al. Sulfate	Cooling Air	Dust Al. Sulphate	Dust to conveyor	Dust to mixer	Dust Al. scrubber	Scrubbing Water	Liquor to tank	Waste Water	Recycle Liquor	Gas to stuck	Product to reduction size
KOMPONEN	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam	kg/jam
Al(OH) <sub>3</sub>				1324.016	331.004	331.004	331.004	331.004	0																											
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>				0.133	0.166	0.166	0.166	0.033	0.133	0.135									0.135																	
SiO <sub>2</sub>				0.133	0.166	0.166	0.166	0.033	0.133	0.135								0.135		0.001	0.001	0.0001		0.0001		0.134		0.001	0.001	0.002	0.0002		0.0002		0.0003	
CaO				0.266	0.332	0.332	0.332	0.066	0.266	0.272								0.272		0.001	0.001	0.0002		0.0002		0.271		0.003	0.002	0.003	0.0004		0.0004		0.0006	
Na <sub>2</sub> O				3.453	4.316	4.316	4.316	0.863	3.453	3.502								3.502		0.017	0.015	0.0026		0.0026		3.485		0.035	0.029	0.044	0.0052		0.0052		0.0078	
H <sub>2</sub> O	50.924	1234.514	1285.437	69.895	7882.019	4820.436	4820.436	321.885	4498.551	6892.857	344.643	4377.230	4245.913	131.317	1052.791	1042.263	141.845	52.206	188.244		188.244	4330.376	4518.620		5.101		51.215		0.043		0.043	51.222	3446.799	3844.493	4120.926	
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2495.261		2495.261		417.574	417.574	417.574	41.757	375.817	375.817		375.817	364.542	11.275		11.275																				
Al (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>					5057.281	5057.281	5057.281	505.728	4551.553	4595.238		5117.319	1599.435	49.467		49.467		5117.319																		
Al (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> . 14H <sub>2</sub> O																			2175.255	2175.255					2175.255											
Air																																				
Steam																																				
Cooling Water																																				
TOTAL	2546.185	1234.514	3780.698	1397.895	13692.858	10631.275	10631.275	1201.370	9429.905	11867.955	344.643	11523.312	6209.891	5313.422	1052.791	1103.005	5263.208	2227.461	2388.979	21.658	192.066	4330.376	4522.442	2175.255	5100.985	2185.161	2235.666	42.929	64.587	2192.737	3395.576	3454.367	3844.493	4132.316	2133.946	5050.480

[illegible]

26	L 732	Pompa air umpan boiler	1
25	D 731	Bak penampung air umpan boiler	1
24	D 730	Anion tower	1
23	L 722	pompa	1
22	C 721	blower	1
21	D 720	decarbonator	1
20	L 711	pompa	1
19	D 710	Kation tower	1
18	L 612	POMPA	1
17	F 611	Tangki disinfektan	1
16	F 610	Bak air sanitasi	1
15	L 511	Pompa air pendingin	1
14	F 510	Bak air pendingin	1
13	L 412	Pompa feed bak air bersih	1
12	F 411	Bak air bersih	1
11	F 410	Carbon active tower	1
10	F 314	Pompa Tangki Penampung	1
9	F 313	Penampung air bersih	1
8	L 212	Pompa Lumpur	1
7	F 311	Bak penampung lumpur	1
6	H 310	Clarifier	1
5	F 121	Tangki Polimer	1
4	M 210	Bak Flokulasi	1
3	F 111	Tangki Larutan kapur	1
2	L 111	Pompa air sungai	1
1	M 110	Bak Koagulasi	1
No	KODE	NAMA ALAT	JUMLAH
<p align="center"><b>Digambar Oleh :</b></p> <p>1. Oktavia Safitri (2314 030 027) 2. Ayuk Maturiyah (2314 030 063)</p>			
<p align="center"><b>Diperiksa Oleh :</b></p> <p align="center">Dr. Ir. Niniek Fajar P., M.Eng</p>			
<p align="center"><b>FLWSHEET :</b></p> <p align="center"><b>PABRIK ALUMINIUM SULFAT [Al<sub>2</sub>(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>.14 H<sub>2</sub>O] DARI ALUMINIUM HIDROKSIDA [Al(OH)<sub>3</sub>] DAN ASAM SULFAT DENGAN MENGGUNAKAN PROSES GIULINI</b></p>			
		<p align="center"><b>PROGRAM STUDI D3 TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOVENBER SURABAYA</b></p>	